

Stoffübergang in Druckblasensäulen mit organischen Flüssigkeiten

Von der Fakultät für Lebenswissenschaften
der Technischen Universität Carolo-Wilhelmina
zu Braunschweig

zur Erlangung des Grades eines
Doktors der Naturwissenschaften (Dr. rer. nat.)
genehmigte

Dissertation

von

Uwe Jordan
aus Potsdam Babelsberg

1. Referent

Prof. Dr. Adrian Schumpe

2. Referent

Prof. Dr. Peter Jomo Walla

eingereicht am:

09.05.2016

mündliche Prüfung (Disputation) am:

09.09.2016

Druckjahr:

2016

Vorveröffentlichungen der Dissertation

Teilergebnisse aus dieser Arbeit wurden mit Genehmigung der Fakultät für Lebenswissenschaften, vertreten durch den Mentor der Arbeit, in folgenden Beiträgen vorab veröffentlicht:

Publikationen

U. JORDAN, K. TERASAKA, A. SCHUMPE,

Mass transfer in high-pressure bubble columns with organic liquids.

Preprints of the 5th German-Japanese Symposium Bubble Columns, Dresden 28.-30. Mai 2000, S. 259-264, TU Bergakademie, Freiberg.

U. JORDAN, K. TERASAKA, G. KUNDU, A. SCHUMPE,

Stoffübergang in Druckblasensäulen mit organischen Flüssigkeiten.

Chem. Ing. Tech. **73** (2001) 8, 982-985.

U. JORDAN, A. SCHUMPE,

The gas density effect on mass transfer in bubble columns with organic liquids.

Chem. Eng. Sci. **56** (2001) 21/22, 6267-6272.

U. JORDAN, K. TERASAKA, G. KUNDU, A. SCHUMPE,

Mass transfer in high-pressure bubble columns with organic liquids.

Chem. Eng. Technol. **25** (2002) 3, 262-265.

U. JORDAN, A. SAXENA, A. SCHUMPE,

Dynamic gas disengagement in a high-pressure bubble column.

Canad. J. Chem. Eng. **81** (2003) 491-498.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, A. SCHUMPE,

A new correction factor for theoretical prediction of mass transfer coefficients in bubble columns.

J. Chem. Eng. Japan **39** (2006) 12, 1237-1242.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, A. SCHUMPE,

Correction of the penetration theory applied to predict mass transfer coefficients in a bubble column with organic liquids.

Chem. Eng. Technol. **29** (2006) 9, 1113-1117.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, A. SCHUMPE,

Identification of flow regime transitions in a bubble column based on chaos analysis of both liquid concentration and gas holdup fluctuations.

Preprints of the 7th German/Japanese Symposium Bubble Columns, Goslar, 20.-23. Mai 2006, S. 144-149.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, O. LORENZ, A. SCHUMPE,
Identification of various transition velocities in a bubble column based on Kolmogorov entropy.
Chem. Eng. Technol. 30 (2007) 4, 534-539.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, A. SCHUMPE
Correction of the penetration theory based on mass transfer data from bubble columns operated in the homogeneous regime under high pressure.
Chem. Eng. Sci. 62 (2007) 22, 6263-6273.

S. Nedeltchev, U. Jordan, A. Schumpe,
Semi-theoretical prediction of volumetric mass transfer coefficients in bubble columns with organic liquids at ambient and elevated temperatures.
Canad. J. Chem. Eng. 88 (2010) 4, 523-532.

Tagungsbeiträge:

U. JORDAN, K. TERASAKA, A. SCHUMPE,
Mass transfer in high-pressure bubble columns with organic liquids.
5th German-Japanese Symposium Bubble Columns, Dresden 28.-30. Mai 2000.

U. JORDAN, G. KUNDU, A. SCHUMPE,
The gas density effect on mass transfer in bubble columns with organic liquids.
5th Int. Conf. on Gas-Liquid and Gas-Liquid-Solid Reactor Engineering/6th World Congress of Chemical Engineering, Melbourne, 23.-27. September 2001; Proceedings of the 6th World Congress of Chemical Engineering (on CD-ROM) ISBN 0734022018.

U. JORDAN, A. SAXENA, A. SCHUMPE,
Dynamic gas disengagement in a high-pressure bubble column.
6th International Conference on Gas-Liquid and Gas-Liquid-Solid Reactor Engineering, Vancouver, Canada, 17.-20. August 2003.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, A. SCHUMPE,
Identification of flow regime boundaries based on chaos analysis of mass transfer data obtained in a bubble column operated with nitrogen-gasoline system.
7th International Conference on Gas/Liquid and Gas/Liquid/Solid Reactor Engineering, Strasbourg, Frankreich, 21.-24. August 2005.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, A. SCHUMPE,
Identification of flow regime transitions in a bubble column based on chaos analysis of both liquid concentration and gas holdup fluctuations.
7th German/Japanese Symposium Bubble Columns, Goslar, 20.-23. Mai 2006.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, A. SCHUMPE,
Correction of the penetration theory applied to predict $k_L a$ in a bubble column with organic liquids.
7th German/Japanese Symposium Bubble Columns, Goslar, 20.-23. Mai 2006.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, O. LORENZ, A. SCHUMPE,

A new approach for the prediction of gas holdup in bubble columns operated under homogeneous regime and various pressures.

Poster, 8th International Conference on Gas/Liquid and Gas/Liquid/Solid Reactor Design (GLS8), Neu Delhi, Indien, 16.-19. Dezember 2007.

S. NEDELTCHEV, U. JORDAN, A. SCHUMPE,

Semi-theoretical prediction of mass transfer coefficients in a bubble column operated at elevated temperatures.

9th International Conference on Gas/Liquid and Gas/Liquid/Solid Reactor Engineering (GLS9), Montreal, Kanada, 23.-27. August 2009.

U. JORDAN, S. NEDELTCHEV, A. SCHUMPE,

Mass transfer in bubble columns with organic liquids.

10th International Conference on Gas/Liquid and Gas/Liquid/Solid Reactor Engineering (GLS10), Braga, Portugal, 26.-29. Juni 2011.

Danksagung

Nach Fertigstellung dieser Arbeit möchte ich mich bei Professor Schumpe bedanken. Er hat mich nicht nur bei der praktischen Durchführung der Arbeit betreut, sondern er hat viel Geduld bewiesen und mich nach nun über 15 Jahren ermuntert, den schriftlichen Teil abzuschließen und so den letzten Schritt zur Promotion zu gehen.

Inhalt

1	Einleitung	1
1.1	Problemstellung	1
2	Stand der Forschung	3
2.1	Gasgehalt	3
2.2	Stoffübergang	8
2.3	Stoffübergang und Blasenauftiegs geschwindigkeit	11
2.4	Technik der Entgasungsmessungen	12
3	Material und Methoden	16
3.1	Geräte und Chemikalien	16
3.1.1	Druckblasensäule 1	16
3.1.2	Druckblasensäule 2	17
3.1.3	Massendurchflussregler (Mass-Flow-Controller; MFC).....	19
3.1.4	Optischer Sauerstoffsens or	20
3.1.5	Differenzdrucksensoren	25
3.1.6	Datenerfassung	25
3.1.7	Chemikalien	25
3.2	Meßmethoden	26
3.2.1	Entgasungsmessungen (Dynamic Gas Disengagement; DGD)	26
3.2.2	Stoffübergangsmessungen.....	26
3.2.3	Viskositätsmessung	27
3.2.4	Messung der Oberflächenspannung	27
4	Auswertung der Messungen	28
4.1	Auswertung der Entgasungsmessungen	28
4.1.1	Entgasungsmessungen mit der Dispersionshöhe.....	28
4.1.2	Entgasungsmessungen mit dem Differenzdruck	34
4.1.3	Reale Messungen.....	37
4.2	Auswertung der Stoffübergangsmessungen	39
4.2.1	Messung der Desorptionsrate	39
4.2.2	Gasphasekonzentration während der Desorption	43
4.2.3	Berechnung der Gasphasekonzentration des Sauerstoffes im homogenen Betriebszustand	45
4.2.4	Berechnung der Gasphasekonzentration des Sauerstoffs im heterogenen Betriebszustand	51
5	Ergebnisse	62
5.1	Entgasungsmessungen	62
5.1.1	Gasgehalte	62
5.1.2	Blasenauftiegs geschwindigkeiten	64

5.1.3	Einfluss der Viskosität auf den Gasgehalt.....	66
5.1.4	Einfluss der Säulenhöhe auf den Gasgehalt	67
5.1.5	Einfluss des Begasers	68
5.1.6	Einfluss der Füllhöhe	71
5.1.7	Einfluss der Blasensäule.....	73
5.2	Desorptionsmessungen	75
5.2.1	Einfluss von Gasdichte und Gasleerrohrgeschwindigkeit.....	75
5.2.2	Einfluss der Sensorhöhe	76
5.2.3	Einfluss der Viskosität	77
5.2.4	Einfluss des Begasers	79
5.2.5	Einfluss der Füllhöhe	79
5.2.6	Einfluss der Blasensäule.....	80
6	Korrelationen.....	82
6.1	Blasengröße	82
6.1.1	Kleinblasen.....	82
6.1.2	Großblasen	90
6.2	Übergang vom homogenen zum heterogenen Blasenregime	93
6.3	Blasengeschwindigkeiten	97
6.3.1	Kleinblasengeschwindigkeit.....	97
6.3.2	Großblasengeschwindigkeit	98
6.4	Gasgehalt und Stoffübergangszahlen	100
7	Symbolverzeichnis	106
8	Literaturverzeichnis.....	109
9	Ergebnisübersicht	118

1 Einleitung

1.1 Problemstellung

Blasensäulen sind technische Reaktionsapparate, in denen ein Gas in Form von Blasen mit einer Flüssigkeit in Kontakt gebracht wird. Dabei können Substanzen aus einer Phase in die andere übergehen. Dies ist zum Beispiel der Fall, wenn sich Gase in der Flüssigkeit lösen und dort zur Reaktion kommen, oder wenn leichtflüchtige Bestandteile der Flüssigkeit in die Gasphase übergehen und mit dem Gasstrom ausgetragen werden. Die Flüssigkeit kann zusätzlich inerte, katalytisch aktive oder reaktive Feststoffpartikel enthalten, die durch die Mischwirkung der Gasphase in Suspension gehalten werden. Man spricht dann von einer Suspensionsblasensäule.

Die einfachste Form einer Blasensäule ist ein lotrecht gestelltes Rohr, das mit einer Flüssigkeit oder Suspension gefüllt ist. Am unteren Ende des Rohres befindet sich ein Gasverteiler. Das Gas steigt in Form von Blasen durch die Flüssigkeit auf und entweicht durch die Oberfläche der Flüssigkeit. Die Flüssigkeit kann dabei stationär in der Blasensäule verweilen oder kontinuierlich durch die Blasensäule geleitet werden. Dies kann von unten nach oben im Gleichstrom oder von oben nach unten im Gegenstrom zur Gasphase erfolgen. Einige industriell angewendete Prozesse sind in Tabelle 1-1 aufgeführt.

Tabelle 1-1: Beispiele chemischer Prozesse in Blasensäulen ("Ullmann's encyclopaedia of industrial chemistry", Fifth edition, Volume B4)

Prozesse	Druck	Temperatur
Oxidation von Ethylen zu Acetaldehyd	3 bar	400 K
Oxidation von Cumol zu Phenol	5 – 10 bar	360 – 400 K
Epoxidierung von Propen	9 – 12 bar	320 – 350K
Chlorierung von Ethylen	4 – 5 bar	360 K
Oxidation von Toluol zu Benzoesäure	2 bar	140°C
Sulfonierung von Alkylbenzolen		40 – 50 °C
Vinylierung höherer Carbonsäuren		200 – 230 °C
Oxidation von Montanwachsen	1 – 5 bar	100 – 125 °C

Je nach Anwendung und Größe der Blasensäule können Einbauten zur Anwendung kommen, die die Rückvermischung und Verteilung der Phasen beeinflussen.

In dieser Arbeit wird eine einfache Blasensäule ohne suspendierte Feststoffe, ohne Einbauten und ohne externe Flüssigkeitszirkulation verwendet.

Trotz des einfachen Aufbaus der Blasensäule liegen komplexe hydrodynamische Bedingungen vor. Die Zielgrößen Gasgehalt ϵ_G , Stoffübergangszahl k_{La} und spezifische Phasengrenzfläche a hängen von einer Reihe einstellbarer und nicht einstellbarer Größen ab. Zu den einstellbaren Größen gehören die Gasleerrohrgeschwindigkeit u_G und der Druck p_G . Zu den bedingt einstellbaren Größen gehören die Dimensionen der Blasensäule, insbesondere der Blasensäulendurchmesser und die Art des Begasers. Diese Werte sind durch das experimentelle Setup vorgegeben. Zu den nicht einstellbaren Größen gehören die physikalischen Eigenschaften der eingesetzten Gase und Flüssigkeiten. Dazu zählen

Viskosität, Dichte der Flüssigkeit, Oberflächenspannung und Dampfdruck der Flüssigkeit sowie die Molmasse des Gases.

Insbesondere der Einfluss der Gasdichte auf den Gasgehalt wurde lange Zeit unterschätzt. Die experimentellen Ergebnisse bei kleinen Gasdichten zeigen keinen signifikanten Einfluss. Erst seit den siebziger Jahren des 20. Jahrhunderts wurden verstärkt Experimente bei hohen Drücken durchgeführt. Dabei zeigte sich ein stark ansteigender Gasgehalt mit steigender Gasdichte (STEGEMAN ET. AL. 1996; KOJIMA ET. AL. 1997; LETZEL ET. AL. 1998; LETZEL ET. AL. 1999; OYEVAAR ET. AL. 1991; KRISHNA ET. AL. 1991).

Während die Messung des Gasgehaltes relativ einfach ist, wirft die Messung der Stoffübergangszahl $k_L a$ einige Schwierigkeiten auf. Es wurden verschiedene Meßmethoden entwickelt. Sie lassen sich in physikalische und chemische Techniken einteilen (MARQUEZ ET. AL. 1994).

Tabelle 1-2: Chemische Absorptionstechniken zur Messung der Stoffübergangszahlen $k_L a$

Methode	Reaktion	Flüssige Phase
Sulfitoxidationsmethode	$\text{SO}_3^{2-} + 0,5\text{O}_2 \xrightarrow{\text{Kat}} \text{SO}_4^{2-}$	wässrige Lösung
Hydrazinoxidation	$\text{N}_2\text{H}_4 + \text{O}_2 \xrightarrow{\text{Me}^{2+}} \text{N}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	wässrige Lösung

Bei den chemischen Absorptionstechniken wird die absorbierte gasförmige Komponente durch eine Reaktion in der flüssigen Phase ständig verbraucht. Diese Techniken sind zum größten Teil nur für wässrige Lösungen geeignet (FLEISCHER ET. AL. 1995; SPRINGMANN ET. AL. 1991; MARQUEZ ET. AL. 1994).

Die physikalischen Absorptionstechniken bzw. Desorptionstechniken lassen sich wiederum in zwei Gruppen einteilen. Die stationären Methoden nutzen externe Desorber, um absorbierte Gase aus der recyklierten Flüssigkeit zu entfernen. Bei den dynamischen Methoden wird die absorbierte Komponente in der flüssigen Phase bis zum Gleichgewicht akkumuliert.

Bei den Stoffübergangszahlen zeigt sich ein ähnlicher Gasdichteinfluss wie bei den Gasgehaltsmessungen. Der Stoffübergang nimmt mit steigender Gasdichte bei sonst gleichen Bedingungen zu (KOJIMA ET. AL. 1997; LETZEL ET. AL. 1999; ÖZTÜRK ET. AL. 1987).

Nach neueren Forschungsarbeiten gibt es bei höheren Gasleerrohrgeschwindigkeiten, im heterogenen Strömungsregime, zwischen dem Gasgehalt und den Stoffübergangszahlen einen engen Zusammenhang. Der Quotient $k_L a / \varepsilon_G$ ist bei gegebenem Stoffsystem eine Konstante (VANDU, KRISHNA I; 2004; VANDU, KRISHNA II; 2004).

Die Datenbasis der Gasgehalte und besonders der Stoffübergangszahlen in organischen Flüssigkeiten ist zurzeit noch relativ klein. Besonders unter erhöhtem Druck wurden wenige Arbeiten durchgeführt. Im Rahmen dieser Arbeit sollen folgende Punkte untersucht werden:

- Einfluss der Gasdichte und der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf den Gasgehalt und dessen Struktur
- Einfluss der Gasdichte und der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf den Stofftransport
- Einfluss der Flüssigkeitseigenschaften auf Gasgehalt und Stofftransport

2 Stand der Forschung

2.1 Gasgehalt

Der Gasgehalt ist eine leicht zu messende und sehr wichtige Größe für die Auslegung von Blasensäulenreaktoren. Der Gasgehalt bewirkt eine Expansion der Flüssigkeitssäule beim Batchbetrieb und eine Verringerung der mittleren Dichte der Dispersion. Anhand dieser beiden Effekte lässt sich der Gasgehalt bestimmen.

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L}$$

Gleichung 2-1: Definition Gasgehalt

Der Gasgehalt lässt sich aus dem Füllstand berechnen, indem man den Füllstand während der Begasung H_0 und die Höhe der Flüssigkeitssäule ohne Begasung H_L bestimmt:

$$\varepsilon_G = \frac{H_0 - H_L}{H_0}$$

Gleichung 2-2: Berechnung des Gasgehaltes aus der Füllstandsmessung

Eine elegantere Methode ist die Messung des hydrostatischen Druckes des Reaktionsgemisches über eine feste Höhendifferenz. Aus dem Differenzdruck während der Begasung Δp_0 und dem Differenzdruck ohne Begasung Δp_E lässt sich der Gasgehalt ebenfalls einfach berechnen:

$$\varepsilon_G = \frac{\Delta p_E - \Delta p_0}{\Delta p_E}$$

Gleichung 2-3: Berechnung des Gasgehaltes aus der Differenzdruckmessung

Für den Gesamtgasgehalt existiert in der Literatur eine Reihe von empirischen Korrelationen (siehe Tabelle 2-1). In den ersten Jahren wurde der Einfluss der Gasdichte auf den Gasgehalt ignoriert (HUGHMARK 1967; AKITA, YOSHIDA 1974; HIKITA, KIKUWA 1974; GESTRICH, RÄHSE 1975; BACH, PILHOFER 1978). Entweder wurde die Gasdichte bei den Experimenten gar nicht variiert oder der abgedeckte Dichtebereich war zu klein, um einen Gasdichteeffekt zu beobachten.

In späteren Veröffentlichungen ist die Gasdichte als Einflussfaktor in die Korrelationen aufgenommen worden (MERSMANN 1978; HIKITA 1980; HAMMER 1984; IDOGAWA 1985; REILLY 1986; IDOGAWA ET. AL. 1987; BEKISH ET AL 2006). Bemerkenswert sind hier die Gleichungen von IDOGAWA, bei denen der Druck (als Ausdruck der Gasdichte) nicht die Basis eines Exponenten bildet, sondern selbst im Exponenten steht.

Im letzten Jahrzehnt ging man dazu über, den Gasgehalt in Großblasen und Kleinblasen einzuteilen und die verschiedenen Blasenklassen und Strömungsregime getrennt zu behandeln (KRISHNA ET. AL. 1991; LETZEL ET. AL. 1999; LEMOINE ET AL 2008).

Tabelle 2-1: Korrelationen des Gasgehaltes

Autor	Korrelation	Erläuterungen
1967 HUGHMARK	$\epsilon_G = \left[2 + \frac{0,35}{u_G} \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot \sigma}{72} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1}$	u_G in [m/s] ρ_L in [kg/m ³] σ in [N/m]
1974 AKITA; YOSHIDA	$\frac{\epsilon_G}{(1 - \epsilon_G)^4} \cdot c = \text{Bo}^{\frac{1}{8}} \cdot \text{Ga}^{\frac{1}{12}} \cdot \text{Fr}$	$d = d_{BS}$ (Blasensäulendurchmesser) $c = 0,2$ für reine Flüssigkeiten $c = 0,25$ für Elektrolytlösungen
1974 HIKITA; KIKUWA	$\epsilon_G = 0,505 \cdot u_G^{0,47} \cdot \left(\frac{0,072}{\sigma} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{0,001}{\eta_L} \right)^{0,05}$	u_G in [m/s] σ in [N/m] η_L in [Pa's]
1975 GESTRICH; RÄHSE	$\epsilon_G = 0,89 \cdot \left(\frac{h_L}{d_{BS}} \right)^{0,035 \cdot (-15,7 + \lg(K))} \cdot \left(\frac{d_B}{d_{BS}} \right)^{0,3} \cdot \left(\frac{u_G^2}{d_B \cdot g} \right)^{0,025 \cdot (2,6 + \lg(K))} \cdot K^{0,047} - 0,05$ $K = \frac{\rho_L \cdot \sigma^3}{g \cdot \eta_L^4}$	$d_B = 0,003 \text{ m}$
1976 KUMAR	$\epsilon_G = 0,728 \cdot U - 0,485 \cdot U^2 + 0,0975 U^3$ $U = u_G \cdot \left(\frac{\rho_L^2}{\sigma \cdot \Delta \rho \cdot g} \right)^{\frac{1}{4}} = (\text{We} \cdot \text{Fr})^{\frac{1}{4}}$	
1978 BACH; PILHOFER	$\frac{\epsilon_G}{1 - \epsilon_G} = 0,0115 \cdot \left(\frac{u_G^3 \cdot \rho_L^2}{\eta_L \cdot g \cdot \Delta \rho} \right)^{0,23} = 0,0115 \cdot (\text{Re} \cdot \text{Fr})^{0,23}$	
1978 MERSMANN	$\frac{\epsilon_G}{(1 - \epsilon_G)^4} = 0,14 \cdot u_G \cdot \left(\frac{\rho_L^2}{\sigma \cdot \Delta \rho \cdot g} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{\rho_L^2 \cdot \sigma^3}{\eta_L^4 \cdot \Delta \rho \cdot g} \right)^{\frac{1}{24}} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{\frac{1}{36}} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\Delta \rho} \right)^{\frac{1}{3}}$ $= 0,14 \cdot (\text{We} \cdot \text{Fr})^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{1}{\text{Mo}} \right)^{\frac{1}{24}} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{\frac{1}{36}} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\Delta \rho} \right)^{\frac{1}{3}}$	

1980 HIKITA	$\epsilon_G = 0,672 \cdot \left(\frac{1}{Fl}\right)^{0,578} \cdot Mo^{-0,131} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,062} \cdot \left(\frac{\eta_G}{\eta_L}\right)^{0,107}$	
1984 HAMMER	$\frac{\epsilon_G}{1 - \epsilon_G} = 0,672 \cdot \left(\frac{1}{Fl}\right)^{0,87} \cdot Mo^{-0,27} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,17}$	
1985 IDOGAWA	$\frac{\epsilon_G}{1 - \epsilon_G} = 1,44 \cdot u_G^{0,58} \cdot \rho_G^{0,12} \cdot \sigma^{-0,16 \cdot \exp(-p)}$	σ in [mN/m] p in [MPa]
1986 REILLY	$\epsilon_G = 296 \cdot u_G^{0,44} \cdot \rho_L^{-0,98} \cdot \sigma^{-0,16} \cdot \rho_G^{0,19} + 0,009$	
1987 IDOGAWA	$\frac{\epsilon_G}{1 - \epsilon_G} = 0,059 \cdot u_G^{0,8} \cdot \rho_G^{0,17} \cdot \left(\frac{\sigma}{72}\right)^{-0,22 \cdot \exp(-p)}$	σ in [mN/m] p in [MPa] u_G in [cm/s]
1991 KRISHNA	homogenes Regime: $\epsilon_G = 4 \cdot u_G$ heterogenes Regime: $\epsilon_G = \epsilon_{G,Klein} + \epsilon_{G,Gro\beta} = 4 \cdot u_{G,trans} + A \cdot (u_G - u_{G,trans})^n$	$A = 1$ $n = 0,8$ $u_{G,trans} = f(\rho_G)$ (experimentell ermittelt)
1992 WILKINSON	homogenes Regime: $\epsilon_G = \frac{u_G}{v_{B,Klein}}$ heterogenes Regime: $\epsilon_G = \frac{u_{G,trans}}{v_{B,Klein}} + \frac{u_G - u_{G,trans}}{v_{B,Gro\beta}}$ $\frac{v_{B,Klein} \cdot \eta_L}{\sigma} = 2,25 \cdot Mo^{0,273} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)^{0,03}$ $\frac{v_{B,Gro\beta} \cdot \eta_L}{\sigma} = \frac{v_{B,Klein} \cdot \mu_L}{\sigma} +$ $2,4 \cdot \left(\frac{(u_G - u_{G,trans}) \cdot \eta_L}{\sigma}\right) Mo^{0,077} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)^{0,077}$ $\frac{u_{G,trans}}{v_{B,Klein}} = \epsilon_{G,trans} = 0,5 \cdot e^{(-193 \cdot \rho_G^{-0,61} \cdot \eta_L^{0,5} \cdot \sigma^{0,11})}$	ρ_G in [kg/m ³] η_L in [Pa·s] σ in [N/m]

1999 LETZEL	<p>heterogenes Regime:</p> $\varepsilon_G = \varepsilon_{G,Gro\beta} + (1 - \varepsilon_{G,Gro\beta}) \cdot \varepsilon_{df}$ $\varepsilon_{G,Gro\beta} = 0,268 \cdot \frac{1}{d_{BS}^{0,18}} \cdot \frac{(u_G - u_{G,df})^{\frac{4}{5}}}{(u_G - u_{G,df})^{0,22}} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_{atm}} \right)^{0,5}$ $u_{G,df} = v_{B,Klein} \cdot \varepsilon_{G,trans} \cdot (1 - \varepsilon_{G,trans})$ $\varepsilon_{G,trans} = 0,59 \cdot B^{1,5} \cdot \sqrt{\frac{\rho_G^{0,96}}{\rho_L}} \cdot \sigma^{0,12}$ $v_{B,Klein} = \frac{1}{2,84} \cdot \frac{1}{\rho_G^{0,04}} \cdot \sigma^{0,12}$	<p>subscript:</p> <p>df: „dense phase hold-up“</p> <p>$\varepsilon_{df} = \varepsilon_{G,trans}$</p> <p>B: dimensionslose Konstante</p> <p>$B \sim 4$</p>
2006 BEKISH	$\varepsilon_G = 4,49 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{\rho_L^{0,415} \cdot \rho_G^{0,177}}{\eta_L^{0,174} \cdot \sigma_L^{0,27}} \right) \cdot u_G^{0,553} \cdot$ $\left(\frac{p}{p - p_L^{vap}} \right)^{0,203} \cdot \left(\frac{d_{BS}}{d_{BS} - 1} \right)^{-0,117} \cdot$ $\Gamma^{0,053} \cdot e^{[-2,231 \cdot c_v - 0,157 \cdot \rho_p \cdot d_p - 0,242 \cdot X_W]}$	<p>Γ : Einfluss des Begasers</p> <p>e-Term: Einfluss von suspendierten Feststoffen</p>
2008 LEMOINE	<p>ε_G – siehe BEKISH 2006</p> $\varepsilon_{G-large} = \varepsilon_G^{0,84} \cdot \left(1 - 3,04 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{\rho_L^{0,97}}{\eta_L^{0,16}} \cdot \varepsilon^{(4,50 \cdot X_W - 4,49 \cdot C_V)} \right)$ $\varepsilon_{G-small} = \varepsilon_G - \varepsilon_{G-large}$	

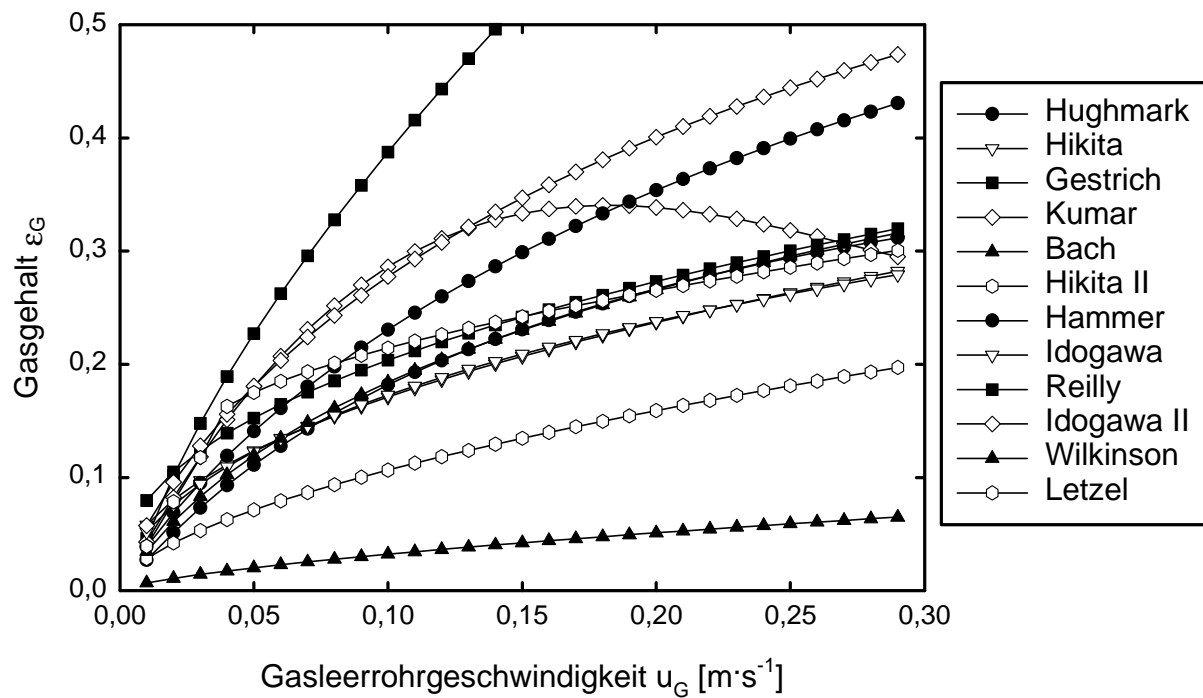


Abbildung 2-1: Berechnete Gasgehalte für Wasser bei 20°C und 1 bar N_2 als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit; die Ergebnisse für Akita & Yoshida und Mersmann fehlen, da die Gleichungen nicht nach ε_G lösbar sind

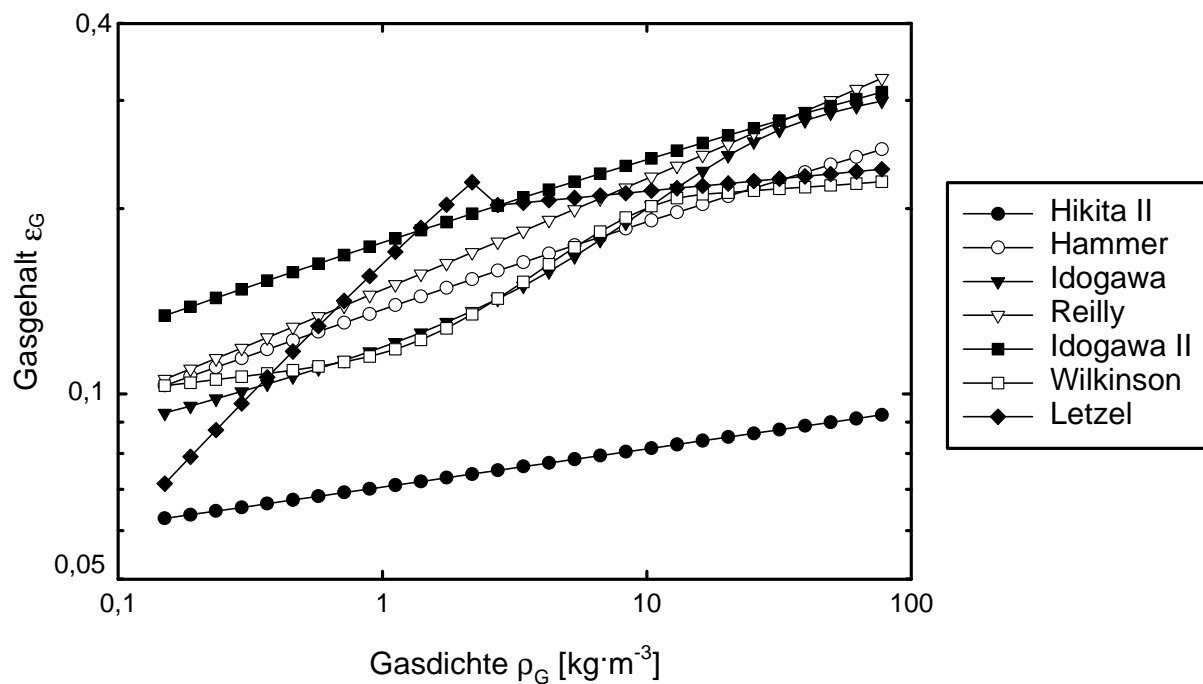


Abbildung 2-2: Berechnete Gasgehalte für Wasser bei 20°C und $u_G = 5 \text{ cm/s}$ als Funktion der Gasdichte; es werden nur die Kurven mit signifikanter Gasdichteabhängigkeit gezeigt; die Auftragung ist doppeltlogarithmisch

Der generelle Trend der Korrelationen ist ein steigender Gasgehalt mit zunehmender Gasleerrohrgeschwindigkeit. Die verschiedenen Korrelationen liefern für das gleiche System, hier Wasser mit Stickstoff bei Zimmertemperatur und Normaldruck, stark abweichende Ergebnisse. In der Regel sind Korrelationen nur auf die Systeme anwendbar, aus denen sie hervorgegangen sind. Der Gültigkeitsbereich ist bei einigen Gleichungen überschritten. Bemerkenswert sind hier die Gleichungen mit dem Term $\varepsilon_G/(1-\varepsilon_G)^4$. Diese Gleichungen lassen sich analytisch nicht nach dem Gasgehalt auflösen. Zur Ermittlung des Gasgehaltes müssen iterative Verfahren verwendet werden.

Nur ein Teil der Korrelationen zeigt eine deutliche Gasdichteabhängigkeit des Gasgehaltes. In Abbildung 2-2 sind diese Gleichungen aufgetragen. Der generelle Trend ist eine Zunahme des Gasgehaltes mit der Gasdichte. Aber auch hier weichen die Ergebnisse zum Teil stark voneinander ab. Bemerkenswert ist die Tatsache, dass ein einfacher Potenzansatz zur Beschreibung der Gasdichteabhängigkeit einigen Autoren nicht ausreichend erschien. Andernfalls müssten sich in der doppeltlogarithmischen Auftragung Geraden ergeben.

Des Weiteren sind einige der Korrelationen Größengleichungen. Die eingeführten Konstanten sind einheitenbehaftet. Dies lässt den Schluss zu, dass diese Korrelationen rein phänomenologisch erstellt wurden.

2.2 Stoffübergang

Der Stoffübergang in einer Blasensäule ist wesentlich schwieriger zu messen, als der Gasgehalt. Dazu muss der Stoffstrom durch die Phasengrenzfläche ermittelt werden und gleichzeitig die Triebkraft des Stoffüberganges, die Konzentrationsdifferenz, bekannt sein. Im Allgemeinen wird davon ausgegangen, dass der Hauptwiderstand des Stoffüberganges in der flüssigkeitsseitigen Grenzschicht liegt. Der gasseitige Widerstand und der Durchtrittswiderstand durch die Phasengrenzfläche werden vernachlässigt.

$$\frac{dn}{dt} = k_L \cdot A \cdot (c_L^* - c_L) = k_L a \cdot V \cdot (c_L^* - c_L)$$

Gleichung 2-4: Stoffstrom durch die Phasengrenzfläche

In Tabelle 2-2 sind verschiedene Korrelationen für den Stoffübergangszahlen $k_L a$ zusammengetragen. Es handelt sich dabei in den meisten Fällen um mehr oder weniger komplizierte Potenzansätze. Hervorzuheben ist der Ansatz von LETZEL: Der $k_L a$ -Wert ist proportional dem Gasgehalt. Die Proportionalitätskonstante ist vom Stoffsystem abhängig (VANDU, KRISHNA I; 2004; VANDU, KRISHNA II; 2004).

Tabelle 2-2: Korrelationen des $k_L a$ -Wertes

Autor	Korrelation	Erläuterung
1987 ÖZTÜRK	$Sh = 0,62 \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo^{0,33} \cdot Ga^{0,29} \cdot Fr^{0,68} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,04}$	$d = d_B = 0,003 \text{ m}$
1994 WILKINSON	$Sh = k_M \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo^{\frac{4}{7}} \cdot Ga^{\frac{2}{7}} \cdot \epsilon_G^{1,18}$	k_M : dimensionslose Konstante $k_M = 2,6$ für 0,8 M Na_2SO_4 -Lösung ϵ_G : experimenteller Gasgehalt; Korrelation siehe Tabelle 2-1
1996 DUDUKOVI C	$Sh = 0,0318 \cdot Re^{0,790} \cdot Sc^{0,5}$	REYNOLDS-Zahl nicht definiert
1997 KOJIMA	$k_L a = C \cdot \epsilon_G^D \cdot We^E \cdot \left(\frac{p}{p_0} \right)^F$ $We = \frac{v^2 \cdot d \cdot \rho}{\sigma} = \frac{\rho_L \cdot \dot{V}_G^2}{d_0^3 \cdot \sigma}$	C; D; E; F: flüssigkeitsspezifische Konstanten d_0 : Durchmesser Begaseroöffnung Sauerstoffverbrauch in Enzymlösungen
1999 LETZEL	$k_L a = 0,5 \cdot \epsilon_G$	ϵ_G : siehe Tabelle 2-1
2008 LEMOINE	$d_s = 37,19 \cdot \frac{\eta_L^{0,08} \cdot \sigma_L^{1,22} \cdot \rho_G^{0,02} \cdot T^{1,66}}{\rho_L^{1,52} \cdot M_{W-Gas}^{0,12}} \cdot u_G^{0,14} \cdot \left(\frac{d_{BS}}{d_{BS} + 1} \right)^{0,30} \cdot (1 - \epsilon_G)^{1,56} \cdot \Gamma^{-0,02} \cdot \epsilon^{(-2,29 \cdot X_w + 2,81 \cdot C_v + 1)}$ $k_L a = 6,14 \cdot 10^4 \cdot \frac{\rho_L^{0,26} \cdot \eta_L^{0,12} \cdot \epsilon_G^{1,21} \cdot D_L^{0,5}}{\sigma_L^{0,52} \cdot \rho_G^{0,06} \cdot u_G^{0,12} \cdot d_s^{0,05} \cdot T^{0,68}} \cdot \Gamma$ $\left(\frac{d_{BS}}{d_{BS} - 1} \right)^{0,40}$	ϵ_G : siehe Tabelle 2-1 Γ : Begasereinfluss

In Abbildung 2-3 sind die $k_L a$ -Werte als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit u_G aufgetragen. Die Kurve für die Gleichung von Dudukovic fehlt, da die Geschwindigkeit v in der REYNOLDS-Zahl nicht näher definiert wurde und so keine Berechnung möglich ist. Die Korrelation von KOJIMA ergibt bei hohen Gasleerrohrgeschwindigkeiten extrem große $k_L a$ -Werte. Der Grund dafür ist wahrscheinlich, dass die zugrunde liegenden Daten mit Enzymlösungen gemessen wurden, die Sauerstoff verbrauchen. Diese Systeme haben eine komplexe Kinetik. Der Verbrauch des Sauerstoffes wird dabei nicht nur vom Stoffübergang limitiert, sondern kann durch unbekannte Effekte beeinflusst werden. Die verbleibenden drei Kurven von ÖZTÜRK, WILKINSON und LETZEL zeigen einen ziemlich einheitlichen Verlauf.

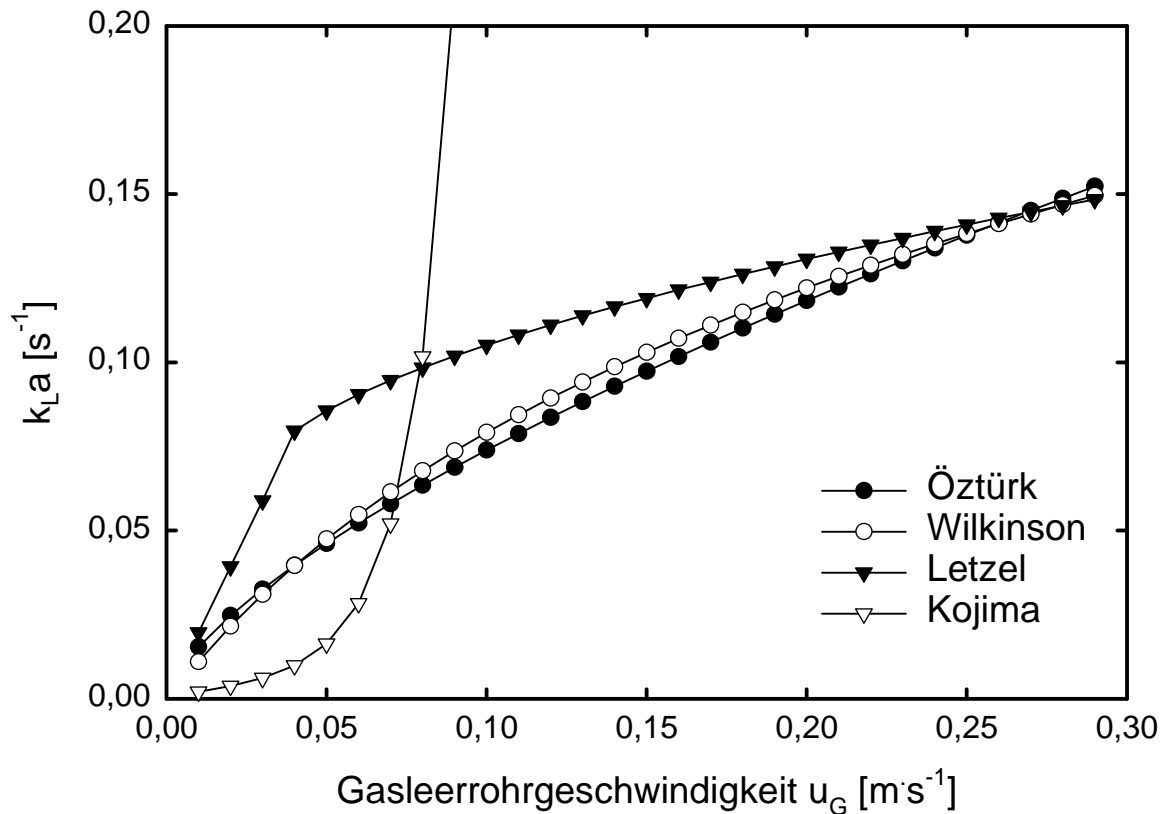


Abbildung 2-3: Berechnete $k_L a$ -Werte für Wasser bei 20°C und 1 bar N_2 als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit

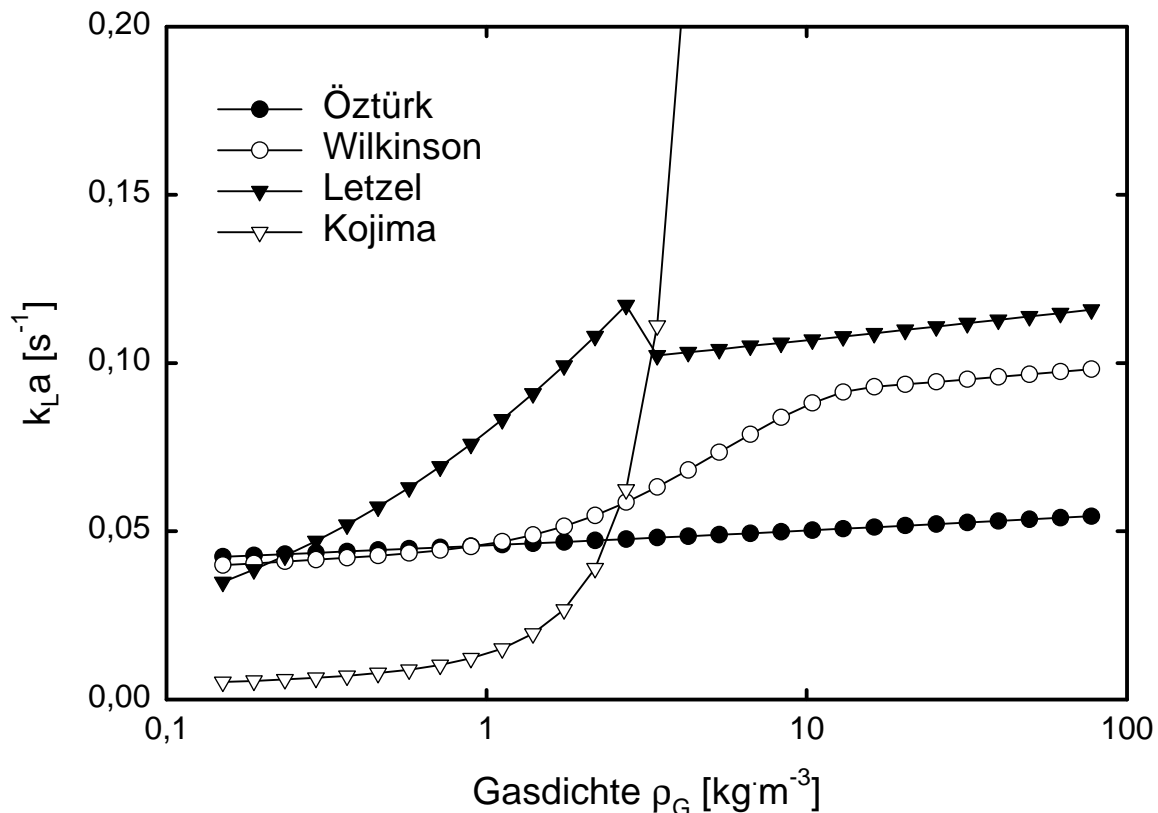


Abbildung 2-4: Berechnete k_{La} -Werte für Wasser bei 20°C und $u_G = 5$ cm/s als Funktion der Gasdichte; halblogarithmische Auftragung

Die Gasdichteabhängigkeit des k_{La} -Wertes hingegen zeigt größere Unterschiede zwischen den Korrelationen. Die Gleichung von KOJIMA kann aufgrund ihrer speziellen Datenbasis ignoriert werden. Die Kurve von ÖZTÜRK zeigt bei der gewählten Gasleerrohrgeschwindigkeit nur eine geringe Gasdichteabhängigkeit. Die Kurven von WILKINSON und LETZEL zeigen stärkere Gasdichteabhängigkeiten. Die Gasdichteabhängigkeit ändert sich wiederum mit der Gasdichte: bei niedrigen Gasdichten ist die Abhängigkeit stärker. In diesem Bereich befindet sich die Blasensäule im heterogenen Betriebszustand. Mit steigender Gasdichte nimmt der Anteil der Kleinblasen zu und der Anteil der Großblasen nimmt ab. Da Kleinblasen eine höhere spezifische Oberfläche haben, nimmt der Stoffübergang mit steigendem Kleinblasenanteil zu. Bei hohen Gasdichten sind keine Großblasen mehr vorhanden. Die Blasensäule befindet sich im homogenen Betriebszustand. Da sich die Gasstruktur bei hohen Gasdichten nicht mehr wesentlich ändert, erhält man in diesem Bereich eine geringe Gasdichteabhängigkeit des Stoffübergangs.

Trotz dieser Gemeinsamkeiten zeigen die Kurven von WILKINSON und LETZEL unterschiedliche Verläufe.

2.3 Stoffübergang und Blasenauftiegs geschwindigkeit

Die volumenbezogene Stoffübergangszahl k_{La} setzt sich zusammen aus der spezifischen Phasengrenzfläche a und dem flüssigkeitsseitigen Stoffübergangskoeffizienten k_L . Die

spezifische Phasengrenzfläche ergibt sich aus dem Gasgehalt und aus dem mittleren Blasendurchmesser, dem SAUTER-Durchmesser d_s :

$$a = \frac{6 \cdot \varepsilon_G}{d_s}$$

Gleichung 2-5: Spezifische Phasengrenzfläche

Für eine größere Phasengrenzfläche muss also der Gasgehalt erhöht und/oder der SAUTER-Durchmesser der Blasen verringert werden.

Für den k_L -Wert findet man bei COCKX 1995 folgende Korrelation:

$$\frac{k_L}{v_{\text{slip}}} \cdot Sc^{0,5} = \text{const} \approx 0,1 \pm 0,02$$

Gleichung 2-6: Korrelation des k_L -Wertes

Der k_L -Wert steigt mit dem Diffusionskoeffizienten der untersuchten Substanz in der Flüssigkeit und sinkt mit der Viskosität der Flüssigkeit. Gleichzeitig hat die Relativgeschwindigkeit v_{slip} zwischen Flüssigkeit und Gas noch einen Einfluss auf den Stoffübergang: mit steigender Geschwindigkeit nimmt der Stoffübergang zu.

2.4 Technik der Entgasungsmessungen

Eine Technik zur Charakterisierung des Gasgehaltes ist die dynamische Entgasungsmessung (Dynamic Gas Disengagement; DGD). Dabei wird an einer Blasensäule im stationären Betrieb die Gaszufuhr sehr schnell abgeschaltet. Die in diesem Moment in der Flüssigkeit enthaltenen Blasen entweichen bei unterschiedlicher Größe unterschiedlich schnell. Der Entgasungsvorgang kann über die Messung der Dispersionshöhe oder über die Messung des hydrostatischen Druckes verfolgt werden. Aus den so gewonnenen Messkurven kann auf den Anteil der unterschiedlichen Blasenklassen am Gasgehalt geschlossen werden.

Allerdings herrscht in der Literatur noch keine Einigkeit über die theoretische Betrachtung des Entgasungsvorganges. Daraus folgen dann auch unterschiedliche, z. T. widersprüchliche Ansätze in der Auswertung der Entgasungsmessungen.

Zum besseren Verständnis wird im Folgenden nur mit zwei Blasenklassen gearbeitet: Großblasen und Kleinblasen. Folgende Beschreibungen des Entgasungsvorganges sind in der Literatur zu finden (SRIRAM, MANN 1977; PATEL ET AL 1989; DALY ET AL 1992; SCHUMPE, GRUND 1986; ELLENBERGER, KRISHNA 1994):

Unabhängiges Entgasen (SRIRAM, MANN 1977; DALY ET AL 1992; PATEL ET AL 1989)

Beide Blasenklassen werden getrennt behandelt. Jeder Blasenklasse wird entsprechend ihrem Anteil am Gasgehalt ein Anteil am Flüssigkeitsvolumen zugewiesen. Während der Entgasung hinterlässt jede Blasenklasse ihren Anteil blasenfreier Flüssigkeit.

Diese Betrachtung führt zu einer relativ einfachen Berechnung der Blasenklassengehalte. Allerdings werden folgende Dinge nicht beachtet:

Da die verschiedenen Blasenklassen unterschiedlich schnell aufsteigen, müssen die Flüssigkeitsspiegel in den jeweiligen Flüssigkeitsvolumina unterschiedlich schnell sinken. Dies ist jedoch nicht möglich.

Das freiwerdende Volumen der entweichenden Großblasen wird in diesem Ansatz von der Flüssigkeit ausgefüllt. Tatsächlich steigen die Großblasen in einem Kleinblasen-Flüssigkeits-Gemisch auf, das das frei werdende Volumen ausfüllt. Dadurch ist der Kleinblasengehalt während der zweiten Entgasungsphase größer als während des stationären Betriebes. Der Kleinblasengehalt kann nicht unabhängig vom Großblasengehalt betrachtet werden.

Durch diesen Ansatz wird der Kleinblasengehalt zu groß eingeschätzt.

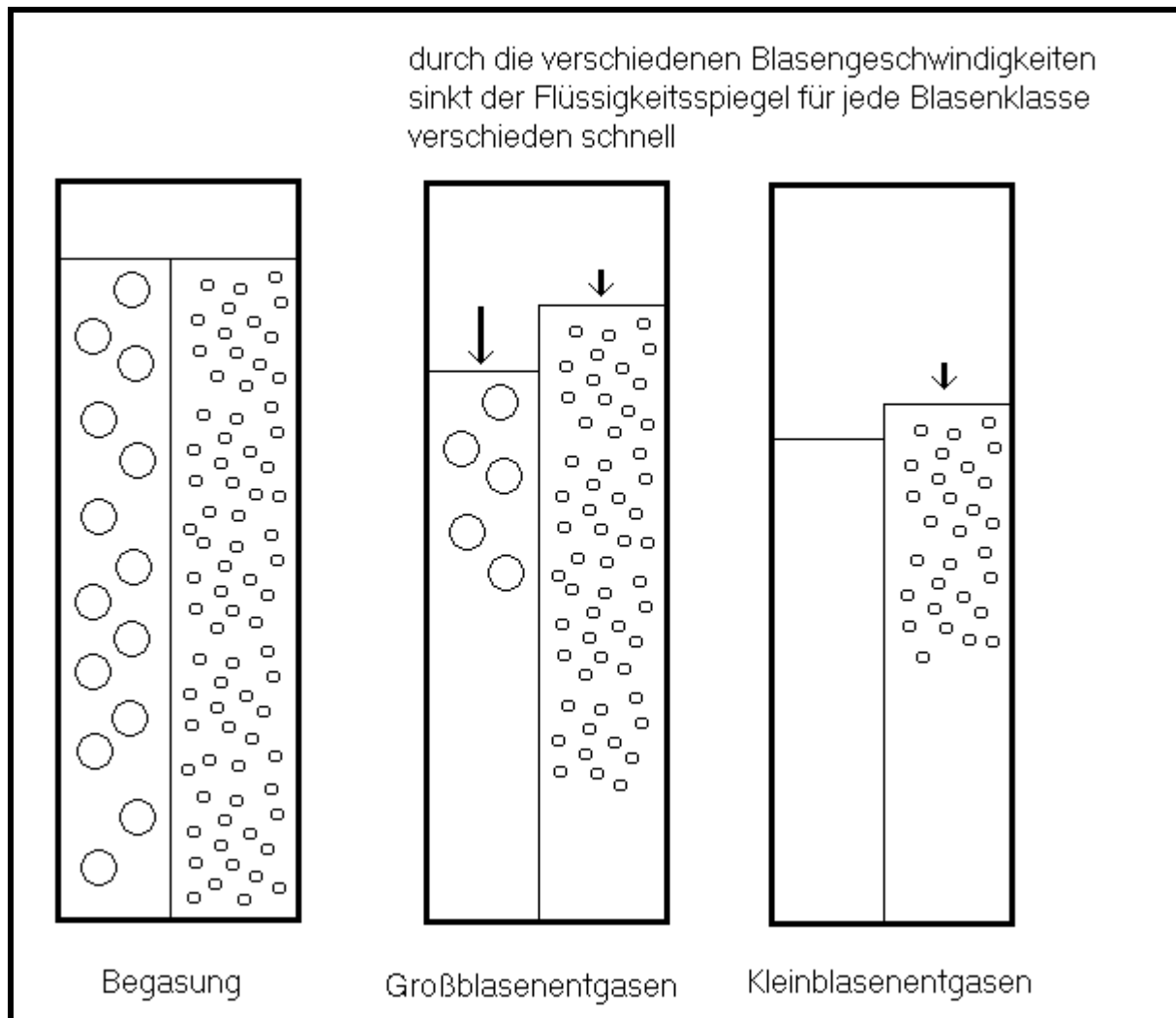


Abbildung 2-5: Schematische Darstellung des unabhängigen Entgasens; das unterschiedlich schnelle Absinken der Flüssigkeitsspiegel wurde in der zitierten Literatur nicht beachtet

Sequentielles Entgasen (ELLENBERGER, KRISHNA 1994; PATEL ET AL 1989)

In diesem Fall wird das Entgasen der Blasenklassen nicht räumlich, sondern zeitlich getrennt. Zunächst steigen die schnellen Großblasen in einem Kleinblasen-Flüssigkeits-Gemisch auf. Haben alle Großblasen die Flüssigkeit verlassen, setzt das Entgasen der langsamen Kleinblasen ein.

In diesem Ansatz wird die Wechselwirkung zwischen Großblasen und Kleinblasen beachtet. Dennoch ist die Annahme, dass die Kleinblasen erst nach dem vollständigen Entweichen der Großblasen aufsteigen, falsch:

In diesem Ansatz verharren die Kleinblasen während der ersten Entgasungsphase an Ort und Stelle. In der Realität bewegt sich die hintere Kleinblasenfront schon während der ersten Entgasungsphase nach oben. Gleichzeitig verlassen die ersten Kleinblasen die Flüssigkeit.

Durch diesen Ansatz wird der Kleinblasengehalt zu klein eingeschätzt.

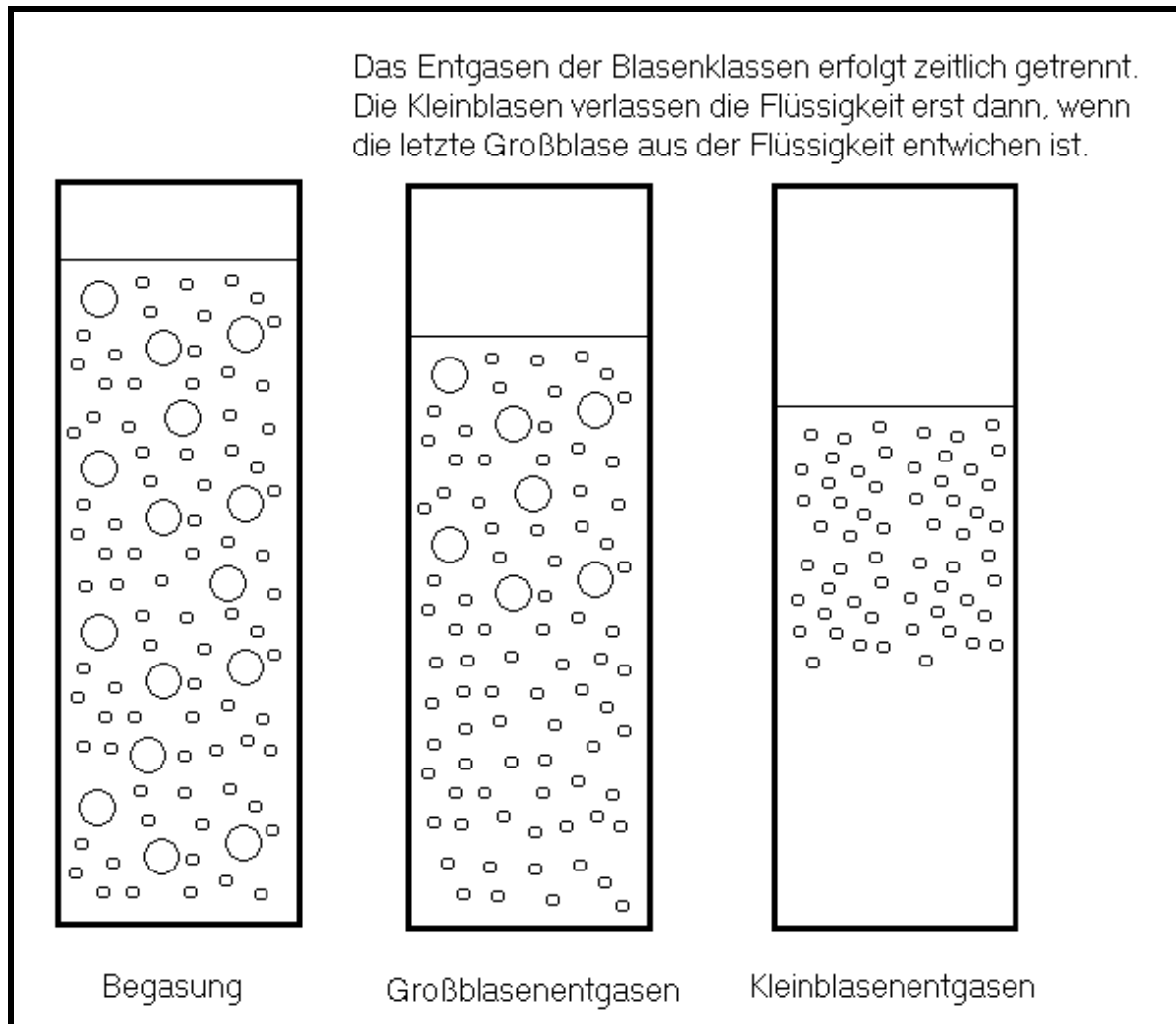


Abbildung 2-6: Schematische Darstellung des sequentiellen Entgasens

Konstante Relativgeschwindigkeit (SCHUMPE, GRUND 1986; DEWES 1996)

Bei diesem Ansatz wird vorausgesetzt, dass die Relativgeschwindigkeit zwischen Blase und umgebender Flüssigkeit konstant ist. In diesem Fall ist es nötig, die Geschwindigkeit der abströmenden Flüssigkeit in die Rechnungen einzubeziehen, da dadurch die aufsteigenden Blasen abgebremst werden. Dadurch wird die Berechnung kompliziert, aber die Schwächen der ersten beiden Ansätze werden vermieden. Darum soll mit diesem Ansatz weitergearbeitet werden.

Es gibt verschiedene Arbeiten, in denen mit diesem Ansatz Entgasungsmessungen ausgewertet wurden. Leider sind die verwendeten Formeln widersprüchlich und zum Teil

fehlerhaft. Darum soll das mathematische Handwerkszeug zur Auswertung der Entgasungsmessungen neu entwickelt und mit den zitierten Arbeiten verglichen werden.

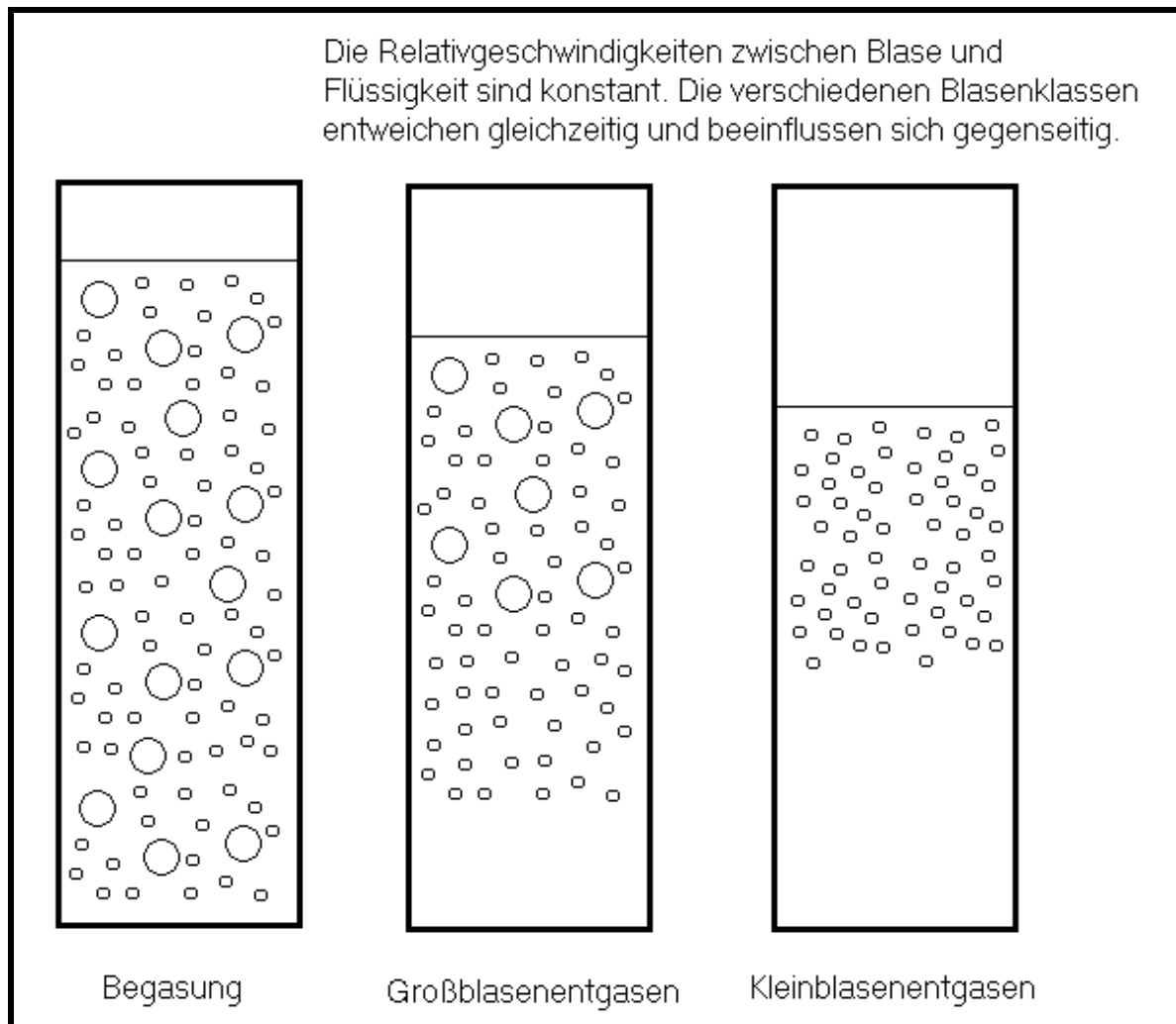


Abbildung 2-7: Schematische Darstellung des Entgasens mit konstanter Relativgeschwindigkeit

3 Material und Methoden

Im Rahmen dieser Arbeit wurden zwei verschiedene Druckblasensäulen, verschiedene Flüssigkeiten und Gase verwendet. Stoffübergang, Gasgehalt und Gasstruktur wurden untersucht.

3.1 Geräte und Chemikalien

3.1.1 Druckblasensäule 1

Bei der Blasensäule 1 handelt es sich um einen modifizierten Bioreaktor der Firma Bioengineering (Wald, Schweiz). (siehe Abbildung 3-1).

Der Reaktorkörper hat im unteren zylindrischen Teil einen Innendurchmesser von 115 mm und eine Höhe von 1000 mm. Der Kopfteil erweitert sich konisch auf einen Durchmesser von 200 mm und hat eine Höhe von 240 mm. Die Gesamthöhe beträgt 1370 mm und das Gesamtvolumen beträgt 20 l.

Die Gasversorgung erfolgt mit Stickstoff und Druckluft aus Druckgasflaschen bzw. aus dem hauseigenen Druckluftnetz. Der Gasstrom wird mit zwei Massendurchflussreglern eingestellt. Der kleinere Massendurchflussregler hat einen Regelbereich von 0 – 50 NI/min (Normliter pro Minute; siehe Abschnitt 3.1.3), der größere Massendurchflussregler von 0 – 250 NI/min. Das Gas gelangt durch eine Lochplatte (7 x 1 mm) in den Blasensäulenreaktor. Im Kopfteil der Blasensäule befinden sich der Gasauslass und der Drucksensor. Der Kopfdruck der Blasensäule wird durch ein an der Abluftleitung befindliches Stellventil auf +/- 0,01 bar genau geregelt.

Gaseinlass und Gasauslass können durch elektromagnetische Ventile geschlossen werden.

Die Temperierung erfolgt über einen Doppelmantel um den unteren zylindrischen Teil der Blasensäule. Die Temperatur lässt sich auf +/- 0,1 K genau einstellen.

Der Reaktor hat eine Reihe von Anschlussstutzen auf einer Höhe von 65 mm und 900 mm über dem Begaser. Der Sauerstoffsensor wurde an einem der unteren Stutzen platziert. Die Differenzdrucksensoren wurden am unteren und am oberen Stutzenring platziert.

Die Datenerfassung erfolgt über einen Analog-Digital-Wandler mit einem PC.

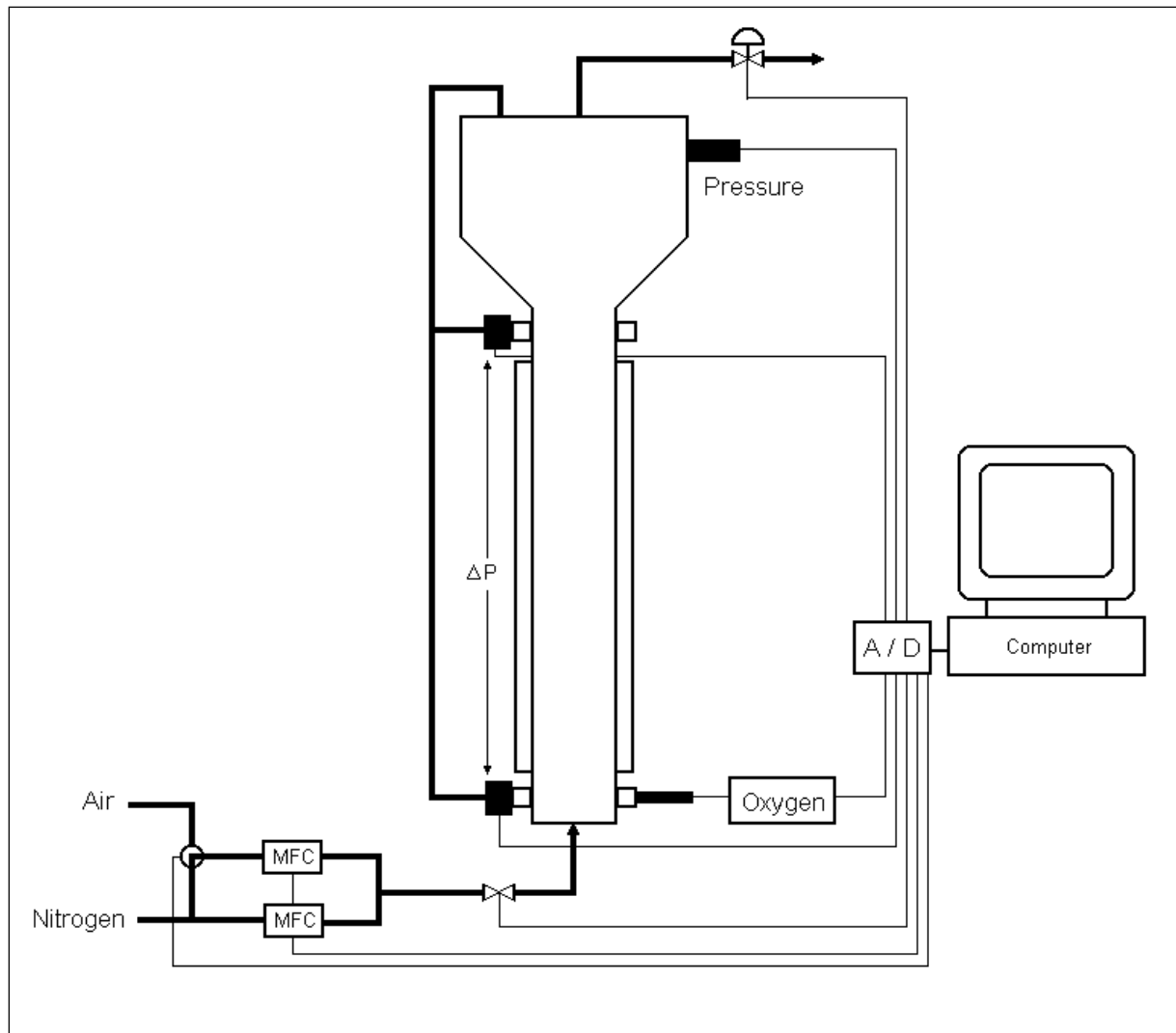


Abbildung 3-1: Schematischer Aufbau der Druckblasensäule 1

3.1.2 Druckblasensäule 2

Die Blasensäule wurde von der Firma Ernst Haage Apparatebau GmbH & Co KG (Deutschland; Mühlheim a. d. Ruhr) hergestellt. Der Reaktorkörper besteht aus Edelstahl und ist ein Zylinder von 102 mm Innendurchmesser und 2400 mm Höhe. Auf den Höhen 0 mm; 650 mm; 1200 mm; 1800 mm und im Deckel der Blasensäule gibt es jeweils mehrere Anschlussstutzen. Auf 900 mm und 2100 mm Höhe sind je ein Paar gegenüberliegende Fenster zur Beobachtung der Flüssigkeit vorhanden. Die Thermostatisierung erfolgt über einen Doppelmantel mit einem Kühlthermostat F 33 der Firma Julabo im unteren Teil der Säule. Der Sauerstoffsensor wurde auf einer Höhe von 650 mm über dem Begaser platziert. Die vier Differenzdrucksensoren befinden sich auf 0 mm; 650 mm; 1200 mm und 1800 mm über dem Begaser.

Die Gasversorgung erfolgt aus Gasdruckflaschen mit Stickstoff oder Helium bzw. aus der hauseigenen Stickstoffleitung. Der Gasstrom wird durch drei Massendurchflussregler mit den Regelbereichen 0 – 50 Nl/min; 0 – 500 Nl/min und 0 – 5000 Nl/min geregelt.

Der Gasstrom kann wahlweise direkt in die Blasensäule geleitet werden oder in einem Sättiger (Hersteller: Kempe Apparate- und Maschinenbau; Deutschland; Schwaigern) auf die Betriebstemperatur gebracht und mit Lösemitteldampf gesättigt werden. Im Normalfall wurde mit Sättiger gearbeitet, da so Lösemittelverluste in der Blasensäule vermieden werden.

Nach dem Sättiger kann bei Bedarf mit Hilfe eines vierten Massendurchflussreglers (0 - 5 Nl/min) Sauerstoff in den Gasstrom dosiert werden. Der Gasstrom gelangt durch einen austauschbaren Gasverteiler in die Blasensäule (Tabelle 3-1: verwendete Begaser)

Tabelle 3-1: verwendete Begaser der Druckblasensäule 2

Begaser	Lochanzahl	Lochgröße
Sinterplatte	??	ca. 100 μm
Einzelloch 1x4,3	1	4,3 mm
Einzelloch 1x1	1	1 mm
Lochplatte 19x1	19	1 mm

Die Druckregelung erfolgt über zwei Stellventile am Gasauslass der Blasensäule. Der Gaseinlass und der Gasauslass können für die Entgasungsmessungen mit je einem elektropneumatischen Ventil schnell geschlossen werden. Die Messdatenerfassung erfolgt über einen Analog-Digital-Wandler mit dem PC.

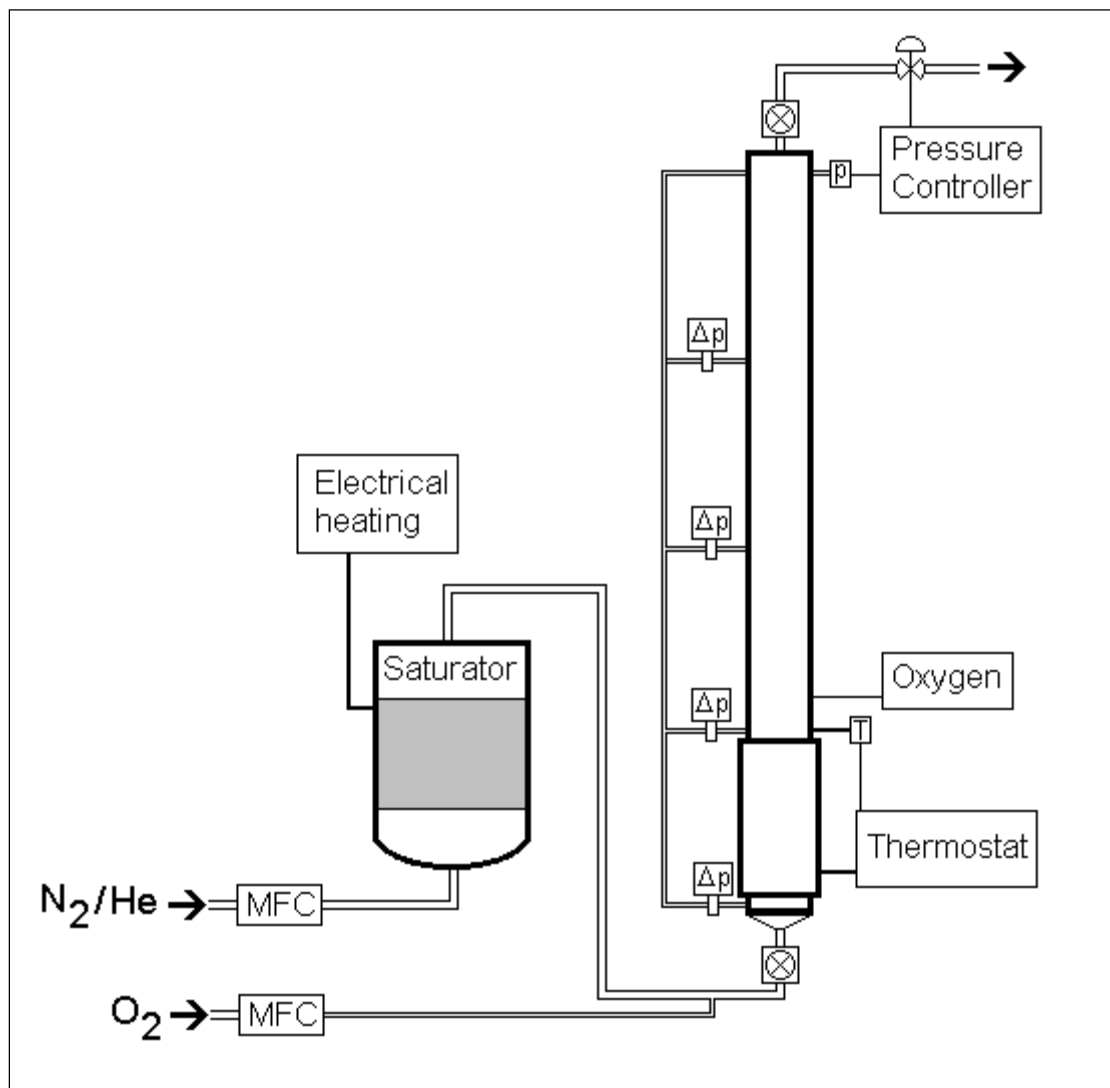


Abbildung 3-2: Schematischer Aufbau der Druckblasensäule 2

3.1.3 Massendurchflussregler (Mass-Flow-Controller; MFC)

Die verwendeten Massendurchflussregler wurden von Bronkhorst Hi-Tec (Ruurlo, Niederlande) hergestellt. Der Massendurchfluss wird thermisch gemessen. Dazu wird der Gasstrom in den Massendurchflussreglern zunächst laminarisiert. Dann wird ein definierter Teilstrom durch den eigentlichen Messsensor geleitet. Der Hauptstrom wird durch ein Laminar-Durchfluss-Element geleitet. Dabei bleibt das Verhältnis Hauptstrom zu Nebenstrom unabhängig vom Gesamtstrom konstant.

Der Messsensor besteht aus zwei Temperatursensoren und einer Heizung. Die Heizung gibt eine konstante Heizleistung an den Nebenstrom ab. Mit den Temperatursensoren wird die dadurch erreichte Temperaturdifferenz vor und nach der Heizung gemessen. Es ergibt sich folgende Wärmebilanz:

$$P_Q = \Delta T \cdot c_p \cdot \dot{m}_G$$

Gleichung 3-1: Heizleistung des Massendurchflusssensors

Aus der Gleichung lässt sich erkennen, dass für jede Gasart eine eigene Kalibrierung nötig ist. Der Grund sind die unterschiedlichen Wärmekapazitäten der Gase. Wird auf Neukalibrierungen verzichtet, müssen für verschiedene Gase die vom Hersteller angegebenen Korrekturfaktoren verwendet werden.

Die gemessenen Massenströme werden auf die Einheit Nl/min (Normliter pro Minute) umgerechnet. Ein Normliter ist die Gasmenge, die bei 101325 Pa und 273,15 K das Volumen von 1 l einnimmt.

Die Genauigkeit der eingestellten Gasströme berechnet sich laut Hersteller:

$$\Delta \dot{V} = 0,005 \cdot \dot{V} + 0,001 \cdot \dot{V}_{\max}$$

Gleichung 3-2: Regelgenauigkeit der Massendurchflussregler

Der relative Fehler nimmt bei kleinen Volumenströmen stark zu. (siehe Abbildung 3-3) Die Massendurchflussregler sollten deshalb nicht unterhalb von 5% ihres Maximalwertes betrieben werden.

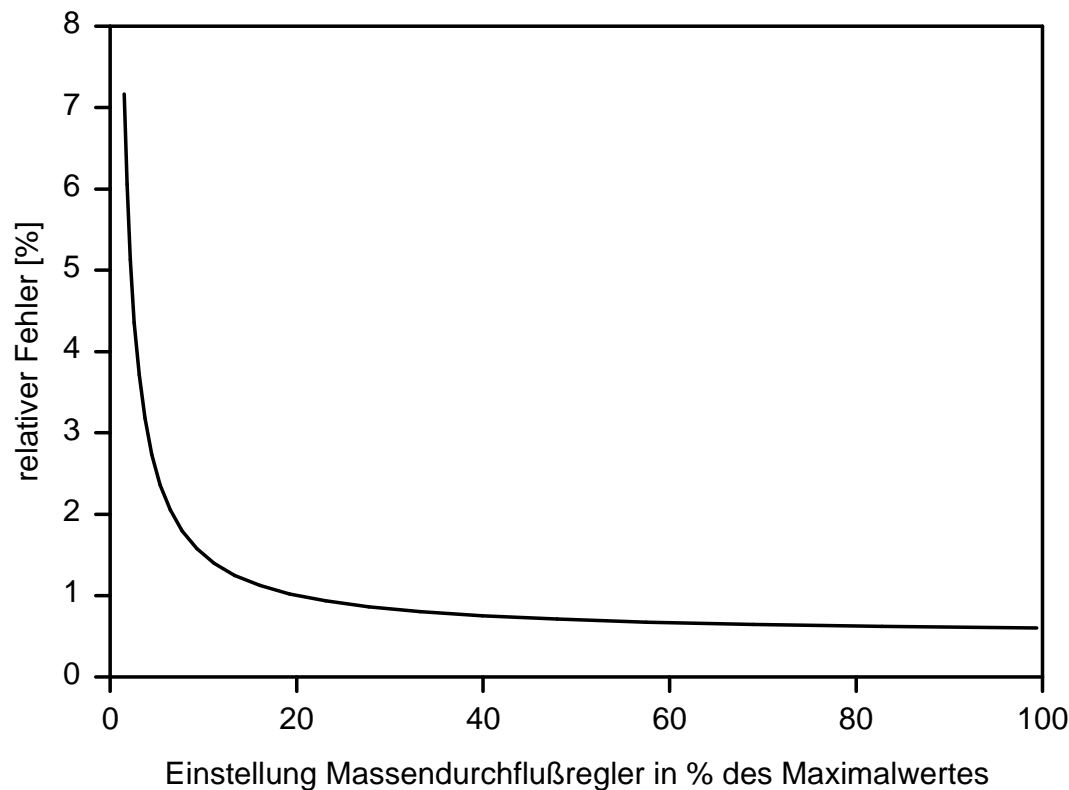


Abbildung 3-3: Regelabweichung der verwendeten Massendurchflußregler

3.1.4 Optischer Sauerstoffsensor

Der Sauerstoffsensor, ein mikroprozessorgesteuerter optischer portabler Sauerstoffsensor (MOPS), wurde von der Firma „COMTE – moderne Analysensysteme“ (Hannover; Deutschland) hergestellt.

Er nutzt die Fluoreszenzlöschung bestimmter Fluorophore (fluoreszierende Farbstoffe) durch molekularen Sauerstoff. Das Fluorophor wird durch kurzwelliges blaues Licht ($\lambda = 470 \text{ nm}$) angeregt. Das Licht gelangt durch eine Glasfaser zu dem in einer Silikonmatrix immobilisierten Fluorophor. Die dadurch ausgelöste Fluoreszenz im langwelligen roten Bereich ($\lambda = 580 \text{ nm}$) gelangt über die Glasfaser zurück in den Sauerstoffsensor und wird über einen Strahlteiler in einen Photomultiplier geleitet. Die dort gemessene Lichtintensität ist ein Maß für die Sauerstoffkonzentration. Den mathematischen Zusammenhang zwischen Fluoreszenzintensität und Sauerstoffkonzentration stellt die STERN-VOLLMER-Gleichung her.

$$\frac{I_0}{I} - 1 = K_{SV} \cdot c_{O_2}$$

Gleichung 3-3: STERN-VOLLMER-Gleichung

Um die Signalverzögerung durch die Diffusion des Sauerstoffes durch die Silikonmatrix zu umgehen, wurde das Fluorophor direkt in der Flüssigkeit gelöst. Da das originale Fluorophor nur in polaren organischen Flüssigkeiten löslich ist, mussten für Wasser und unpolare organische Flüssigkeiten andere, weniger geeignete Farbstoffe gewählt werden (siehe Tabelle 3-2 und Abbildung 3-4).

Tabelle 3-2: verwendete Fluoreszenzfarbstoffe

Fluorophor	Flüssigkeit	Konz.[kg m ⁻³]
Tris-(2,2'-bipyridyl)-Ruthenium(II)chlorid (RuBPY)	Wasser	0,1
Tris-(4,7diphenyl, 1,10-phenanthrolin)-Ruthenium(II)chlorid *	Ethanol, 1-Butanol Ethylenglycol	0,02
2,3,7,8,12,13,17,18-Octaethyl-21H,23H-porphin (OEP)	Toluol Decalin	0,1

* Originalfluorophor

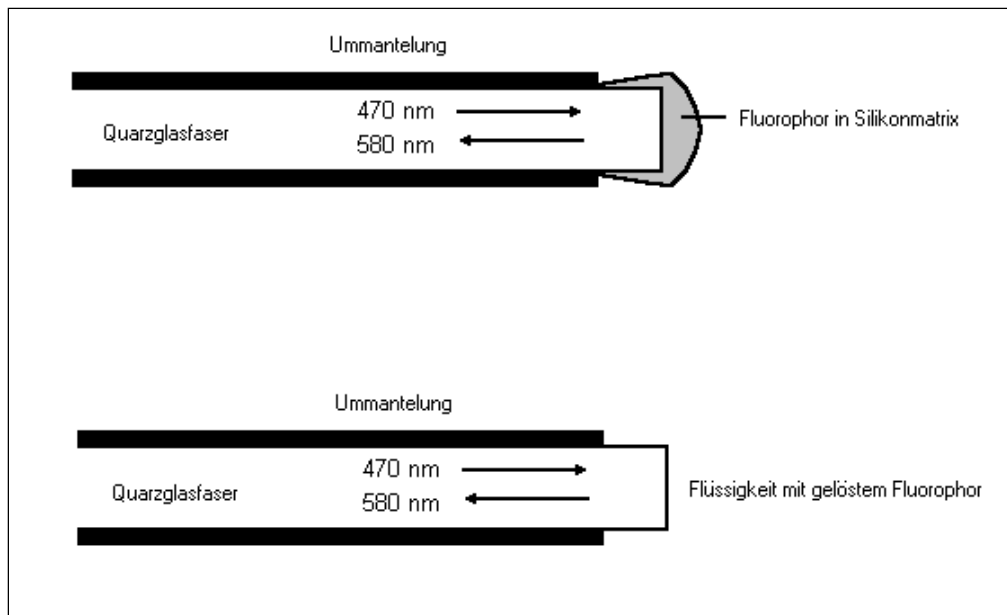


Abbildung 3-4: Optode mit immobilisiertem und gelöstem Fluorophor

Da für die Messungen nicht das vom Hersteller gelieferte immobilisierte Fluorophor genutzt wurde, konnte die im Messgerät gespeicherte Kalibrierung für die Messungen nicht genutzt werden. Es mussten eigene Kalibrierungen erstellt werden. Dazu wurde das Messgerät so modifiziert, dass die Spannung des Photomultipliers ausgelesen werden konnte.

Die Fluoreszenzintensitäten I und I_0 werden nach den Angaben des Herstellers aus der Spannung des Photomultipliers berechnet

$$I_0 = \frac{U_0 - U_{100}}{\text{konst.}}$$

$$I = U - U_0 + I_0$$

Also ergibt sich für die Konzentration des Sauerstoffes in der Lösung:

$$c_{O_2} = \frac{1}{K_{SV}} \cdot \left(\frac{\frac{U_0 - U_{100}}{\text{konst.}}}{U - U_0 + \frac{U_0 - U_{100}}{\text{konst.}}} - 1 \right)$$

Gleichung 3-4: modifizierte **STERN-VOLLMER**-Gleichung

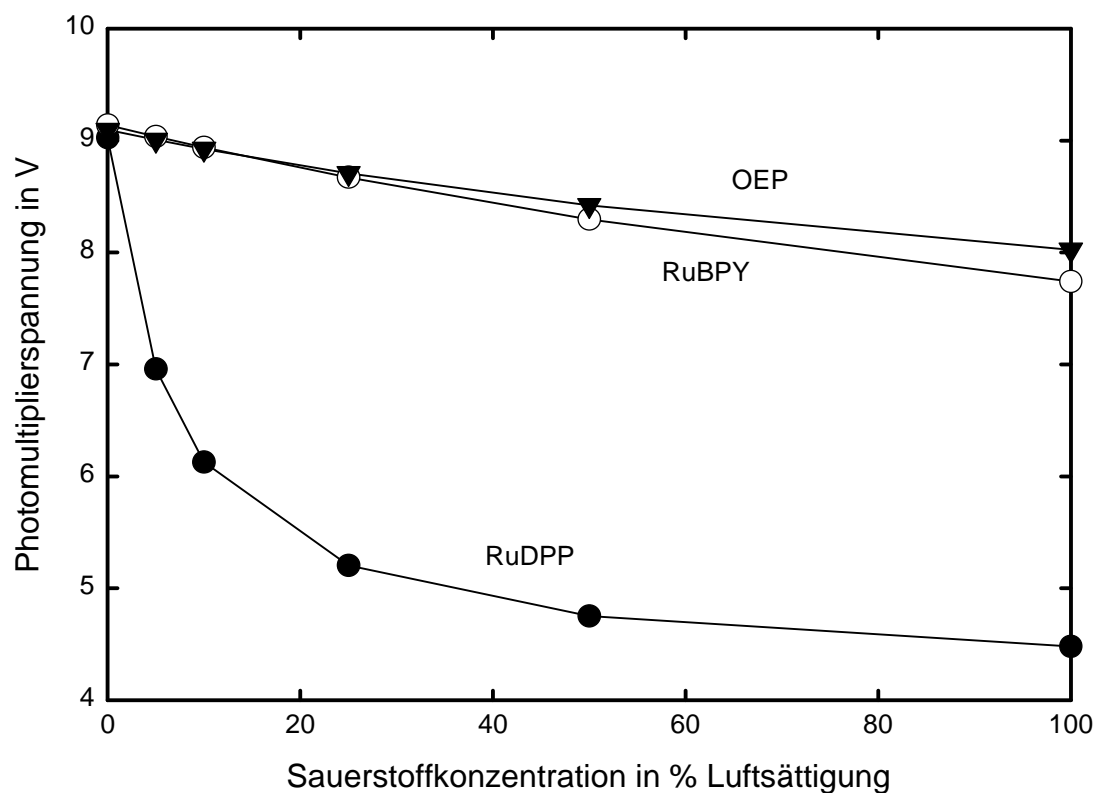
Während der Messung wird die Spannung U aufgezeichnet und in die Konzentration c_{O_2} umgerechnet. Die Werte für U_0 , U_{100} , die Konstante „konst.“ und die STERN-VOLLMER-Konstante K_{SV} werden vor der Messung mit Hilfe einer Kalibrierreihe ermittelt. Dazu wird die Flüssigkeit mit Stickstoff-Sauerstoff-Gemischen verschiedener Zusammensetzung begast (0 mbar; 10,6 mbar; 21,3 mbar; 53,2 mbar; 106,4 mbar und 212,8 mbar Sauerstoffpartialdruck; dies entspricht 0%, 5%, 10%, 25%, 50% und 100% der Sauerstoffkonzentration der Luft) und die Spannung des Photomultipliers gemessen. Die Werte für U_0 und U_{100} entsprechen den Werten für 0% bzw. 100% Sauerstoffsättigung. Die Werte für konst. und K_{SV} werden mit der Methode der kleinsten Fehlerquadrate angepasst.

Beispiele für die Kalibrierungen für die drei Fluorophore sind in Tabelle 3-3 aufgelistet.

Tabelle 3-3: Beispiele für die Kalibrierung der verschiedenen Fluorophore

Fluorophor	U_0 [V]	U_{100} [V]	K_{SV} (willkürliche Einheit)	konst.
RuDPP	9,02	4,48	0,1484	0,937
RuBPY	9,23	8,13	$6,17 \cdot 10^{-3}$	0,382
OEP	8,87	8,25	$3,20 \cdot 10^{-3}$	0,244

Die Genauigkeit der Sauerstoffmessung ist durch die Messabweichung des Photomultipliers vorgegeben. Die Spannung des Photomultipliers kann mit einer Genauigkeit von $\Delta U = \pm 0,01$ V ausgelesen werden. Der absolute Fehler der gemessenen Sauerstoffkonzentration liegt damit in der Regel unter $\Delta c_{O_2} < \pm 2$ % Luftsättigung (siehe Abbildung 3-5).



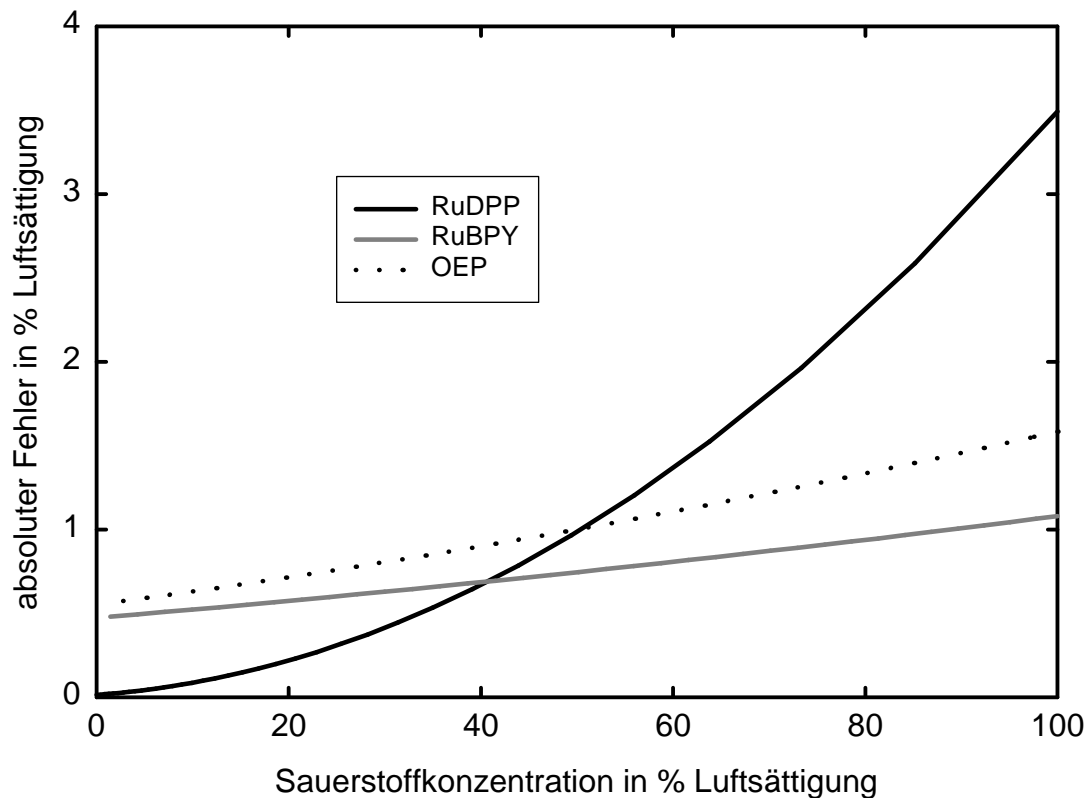


Abbildung 3-5: Durch die Messgenauigkeit des Photomultipliers bedingter absoluter Fehler der Sauerstoffmessung

Die Meßmethoden beruht auf der Fluoreszenzlöschung der Farbstoffe durch Übertragung der Anregungsenergie auf das Sauerstoffmolekül. Daneben ist auch eine thermische Löschung der angeregten Moleküle durch Stöße mit der umgebenden Flüssigkeit möglich. Dieser Vorgang ist temperaturabhängig und nimmt mit steigender Temperatur zu. In Abbildung 3-6 ist die Abhängigkeit der Photomultiplier-Spannung von der Temperatur bei verschiedenen Sauerstoffkonzentrationen dargestellt. Der daraus resultierende absolute Fehler der Sauerstoffkonzentration ist in Abbildung 3-7 dargestellt. Je kleiner die Temperaturschwankungen, desto kleiner fällt auch dieser Fehler aus. Die Temperatur in der Blasensäule konnte während der Desorptionsmessungen auf $\Delta T = \pm 0,1 \text{ K}$ konstant gehalten werden. Der absolute Fehler ist also kleiner als $\Delta c_{O_2} = \pm 0,4 \text{ \% Luftsättigung}$.

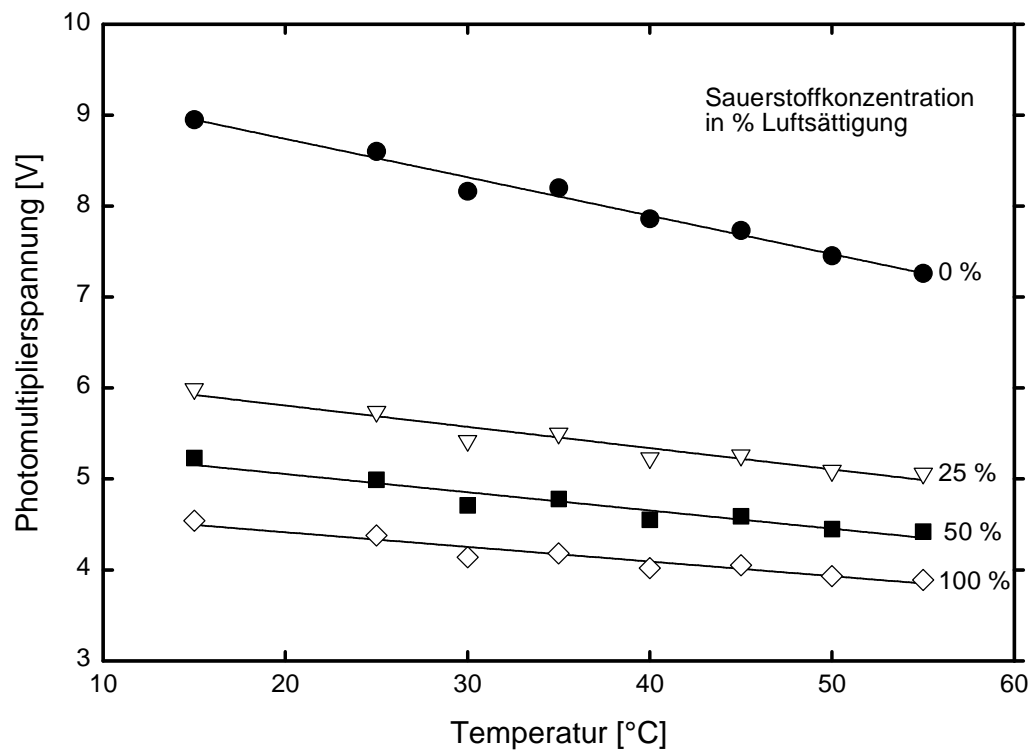


Abbildung 3-6: Einfluss der Temperatur auf die Fluoreszenzintensität von RuDPP in Ethanol

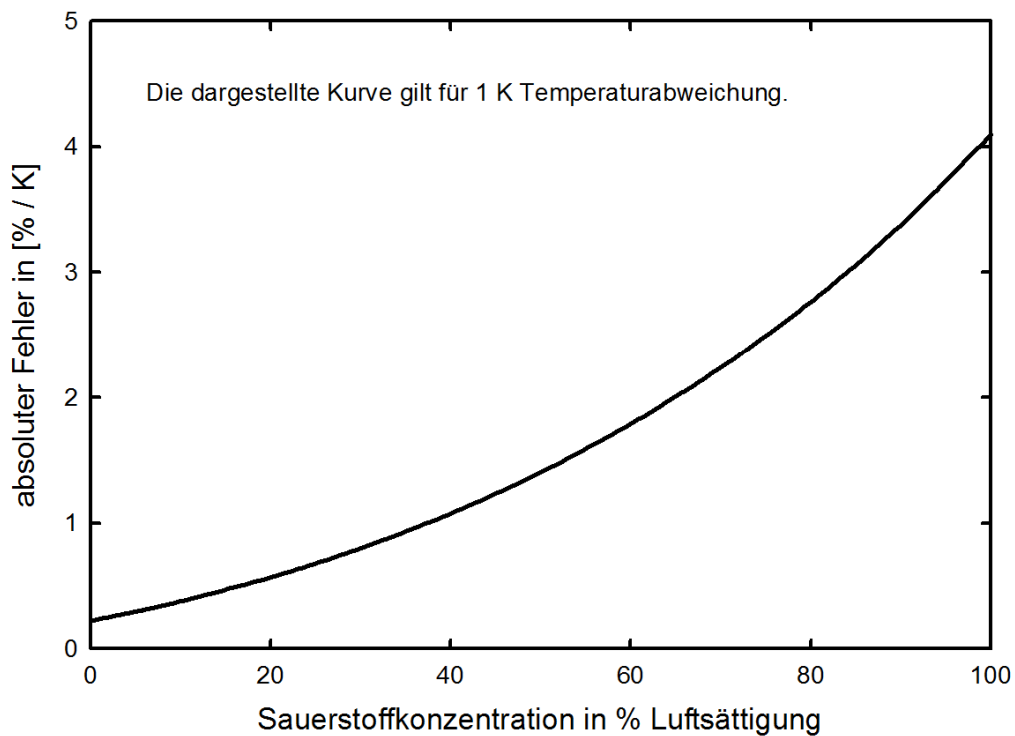


Abbildung 3-7: Durch Temperaturabweichung bedingter Fehler der gemessenen Sauerstoffkonzentration; gleiche Bedingungen wie in Abbildung 3-6

3.1.5 Differenzdrucksensoren

An der Blasensäule I sind Differenzdrucksensoren der Firma BURSTER (Gernsbach; Deutschland) montiert. Der Messbereich ist $p = 0 - \pm 200$ mbar. Der Messfehler beträgt nach Herstellerangaben 0,5 %. Dies entspricht einem absoluten Fehler von $\Delta p = \pm 1$ mbar.

An der Blasensäule II sind Differenzdrucksensoren der Firma LABOM Mess- und Regeltechnik GmbH (Hude; Deutschland) montiert. Zwei Sensoren haben einen Messbereich $p = 0 - 1000$ mbar; zwei weitere Sensoren haben einen Messbereich vom $p = 0 - 2500$ mbar. Der Messfehler beträgt nach Herstellerangaben 0,2%. Dies entspricht einem absoluten Fehler von $\Delta p = \pm 2$ mbar bzw. $\Delta p = \pm 5$ mbar.

3.1.6 Datenerfassung

Die Datenerfassung erfolgt über die Analog-Digital-Wandler-Karte DAS-1701 ST-DA der Firma Keithley Instruments Inc. (Taunton; USA) mit einem PC und der graphischen Programmiersoftware LabView 4.0 der Firma National Instruments (Austin; Texas; USA).

3.1.7 Chemikalien

- Toluol, zur Synthese; Gehalt > 99%
- Leitungswasser
- Ethanol, technisch: Gehalt ca. 96%
- 1-Butanol zur Synthese; Gehalt > 99%
- Ethylenglycol zur Synthese; Gehalt > 99%
- Decalin zur Synthese, Isomerengemisch, Isomerengehalt > 99%
- Tris-(4,7diphenyl,1,10-phenanthrolin)-Ruthenium(II)chlorid, (RuDPP); Hersteller: COMTE (Hannover; Deutschland)
- Tris-(2,2 bipyridyl)-Ruthenium(II)chlorid, (RuBPY); Fluka Nr.: 93307
- 2,3,7,8,12,13,17,18-Octaethyl-21H,23H-porphin, (OEP); Fluka Nr: 74714
- Stickstoff; technisch, Qualität: 2.3
- Helium; Qualität: 4.5
- Druckluft; technisch, trocken
- Sauerstoff; Qualität: 5.0

3.2 Meßmethoden

3.2.1 Entgasungsmessungen (Dynamic Gas Disengagement; DGD)

Die Entgasungsmessungen liefern Informationen über den Gasgehalt und die Gasstruktur. Es werden die Zeit, der Schaltzustand der elektropneumatischen Ventile, die Daten der Differenzdrucksensoren und der Gesamtdruck aufgezeichnet. Die Datenerfassung erfolgt zehnmal in der Sekunde.

Für die Messung wird die Blasensäule in den gewünschten stationären Zustand gebracht. Die Datenerfassung wird gestartet. Nach einem ausreichenden Vorlauf von mind. 10 s werden die Ventile an Gaseinlass und Gasauslass gleichzeitig geschlossen. Die Gasblasen entweichen aus der Flüssigkeit. Nach Erreichen des gasfreien Zustandes wird noch ein ausreichender Nachlauf aufgezeichnet.

Temperatur	Druck	Volumenstrom	Lösemittel	Gas	Begaser	
20	5	471,3	1-Butanol	N2	19x1mm	
Zeit	Abschalt	Sensor IV	Sensor III	Sensor II	Sensor I	Druck
0,436	0	10,449	37,808	67,265	100,333	5,031
0,563	0	11,274	38,878	67,624	102,372	5,033
0,66	0	9,336	38,661	68,773	102,631	5,034
0,76	0	8,51	39,6	67,373	102,53	5,036
0,866	0	9,551	36,608	67,804	102,559	5,035
0,963	0	8,582	37,504	69,492	102,516	5,035
1,059	0	10,09	38,935	69,851	102,631	5,035
1,179	0	9,084	41,003	68,522	103,004	5,034
1,276	0	10,305	38,834	69,923	102,789	5,034
:	:	:	:	:	:	:

Abbildung 3-8: Beispiel für die Messdaten einer Entgasungsmessung

3.2.2 Stoffübergangsmessungen

Zu Beginn jeder Messreihe ist eine Kalibrierung des MOPS nötig.

Für die Stoffübergangsmessungen werden die Photomultiplierspannung des MOPS, die Zeit, der Druck und der Gesamtgasgehalt aufgezeichnet. Die Datenerfassung erfolgt je nach System mit einem Zeitabstand von 0,5 s bis 5 s.

Für die Messung wird die Blasensäule in den gewünschten stationären Zustand gebracht. Dann wird Sauerstoff in den Gasstrom dosiert. Der Inertgasstrom wird dabei so reduziert, dass sich der Gesamtgasstrom nicht ändert. Da der Massendurchflussregler zur Dosierung des Sauerstoffs maximal 5 Nl/min O₂ liefert, sind die maximal erreichbaren Sauerstoffkonzentrationen in der Flüssigkeit begrenzt (siehe Tabelle 3-4).

Tabelle 3-4: maximal erreichbare Sauerstoffkonzentration in der Flüssigkeit

u_G [cm/s]	1	2	5	10	20
erreichbare Sauerstoffkonzentration in % Luftsättigung	>100%	>100%	~100%	53%	26%

Ist die gewünschte Sauerstoffkonzentration erreicht, wird der Sauerstoffstrom abgeschaltet, der Inertgasstrom im gleichen Maße wieder erhöht und die Messdatenerfassung gestartet.

Die Dauer der Messung sollte im Interesse der Auswertung möglichst lang sein. Als Faustregel für die Mindestdauer der Messung gilt entweder die vierfache Halbwertszeit des Sauerstoffs in der Flüssigkeit oder Messung bis zu einem Zehntel der Ausgangskonzentration.

$$t_{0,5} = \frac{\ln(2)}{k_L a'}$$

Konst. 0,933	SVK 7,207	U0 8,61	U100 4,422
Flüssigkeit: 1-Butanol mit Helium			
Temperatur: 20,00°C			
Volumenstrom: 133,70 l/min			
Spannung MOPS	Zeit	Druck	Gasgehalt
5,132	0,201	1,975	0,213
5,136	0,801	1,982	0,181
5,117	1,4	1,989	0,206
5,128	2	1,992	0,227
5,125	2,6	1,995	0,224
5,154	3,199	1,996	0,205
5,185	3,801	1,992	0,215
5,232	4,399	1,991	0,195
:	:	:	:

Abbildung 3-9: Beispiel für die Messdaten einer Desorptionsmessung

3.2.3 Viskositätsmessung

Die Viskositäten der Flüssigkeiten wurden mit einem Kapillar-Viskosimeter gemessen. Die Messung erfolgte mit dem automatischen Viskositäts-Messsystem AVS/G der Firma Schott-Geräte (Deutschland; Hofheim).

3.2.4 Messung der Oberflächenspannung

Die Oberflächenspannung der Flüssigkeiten wurde mit der Ring-Methode in dem Processor-Tensiometer K12 der Firma Krüss gemessen.

4 Auswertung der Messungen

4.1 Auswertung der Entgasungsmessungen

Es gibt zwei Möglichkeiten, den Entgasungsvorgang zu verfolgen. Zum einen durch Messung der Dispersionshöhe, z.B. durch eine Videokamera oder einen Schwimmer. Zum anderen durch Messung des hydrostatischen Druckes, z. B. durch Differenzdrucksensoren.

Zunächst wird die Messung der Dispersionshöhe besprochen, da sie in der Literatur weiter verbreitet ist. Danach wird die Messung des hydrostatischen Druckes diskutiert, da sie bei den experimentellen Arbeiten zur Anwendung kommt.

Die hier dargestellten Gedanken und Ergebnisse wurden bereits publiziert (JORDAN ET.AL. 2003). Da sie im Rahmen dieser Arbeit entstanden sind, sollen sie noch einmal dargelegt werden.

4.1.1 Entgasungsmessungen mit der Dispersionshöhe

In Abbildung 4-1 sind die Vorgänge in der Blasensäule während der Entgasungsmessung skizziert. In Abbildung 4-2 ist die dazugehörige (idealisierte) Messkurve aufgetragen. Zum Zeitpunkt $t = 0$ befindet sich die Blasensäule im kontinuierlichen Betrieb. Die Dispersionshöhe hat ihren maximalen Wert von H_0 . Nach dem Abschalten der Gaszufuhr entweichen die Blasen aus der Flüssigkeit, ohne dass neue Blasen vom Begaser in die Flüssigkeit eingebracht werden. Dadurch sinkt die Dispersionshöhe. Zum Zeitpunkt t_2 hat die letzte Großblase die Flüssigkeit verlassen. In diesem Moment beträgt die Dispersionshöhe H_1 . Nun entweichen nur noch die langsamen Kleinblasen. Die Dispersionshöhe sinkt jetzt langsamer. Zum Zeitpunkt t_4 hat auch die letzte Kleinblase die Flüssigkeit verlassen. Die Dispersionshöhe entspricht nun der Höhe der reinen Flüssigkeit H_L . Die Entgasung ist abgeschlossen.

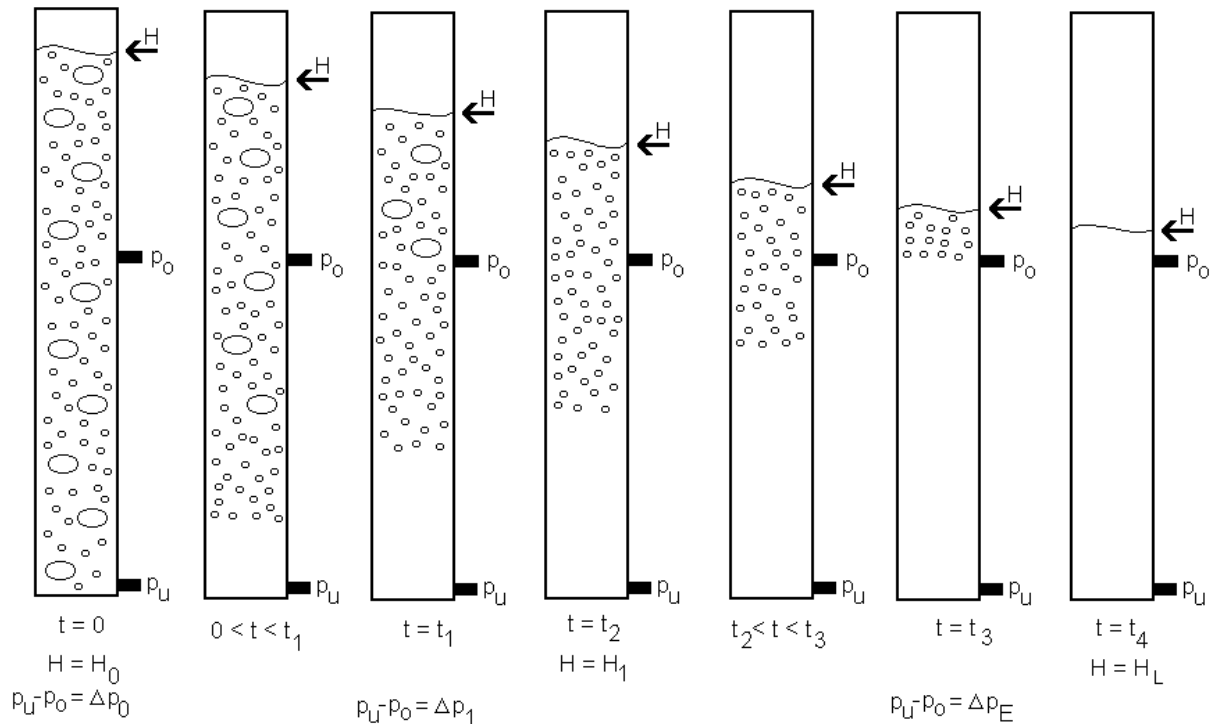


Abbildung 4-1: Schema Entgasungsmessung

In Abbildung 4-2 sind noch einige zusätzliche Geraden eingetragen. Die Höhe H_2 entspricht dem Schnittpunkt des verlängerten zweiten Geradenabschnittes mit der Senkrechten über dem Nullpunkt. Die Geschwindigkeiten $v_{B,gro\beta}$ und $v_{B,klein}$ entsprechen den scheinbaren beobachteten Geschwindigkeiten der unteren Blasenfronten der jeweiligen Blasenklasse.

Der Gesamtgasgehalt ergibt sich aus der Messung:

$$\varepsilon_G = \frac{H_0 - H_L}{H_0}$$

Gleichung 4-1: Gasgehalt aus der Messung der Dispersionshöhe

Die Summe des Gasgehaltes der einzelnen Blasenklassen entspricht dem Gesamtgasgehalt:

$$\varepsilon_G = \varepsilon_{G,gro\beta} + \varepsilon_{G,klein}$$

Gleichung 4-2: Summe der Blasenklassengehalte

Ein Problem der Entgasungsmessungen ist, dass während des Großblasenentgasens auch Kleinblasen die Flüssigkeit verlassen. Die Abnahme der Dispersionshöhe von H_0 auf H_1 ist also auf das Entweichen der Großblasen und eines Teils der Kleinblasen zurückzuführen. Beim darauffolgenden Kleinblasenentgasen ist nur noch ein Teil der ursprünglich bei t_0 enthaltenen Kleinblasen beteiligt. Die Frage ist, wie viele Kleinblasen haben die Flüssigkeit parallel mit den Großblasen verlassen?

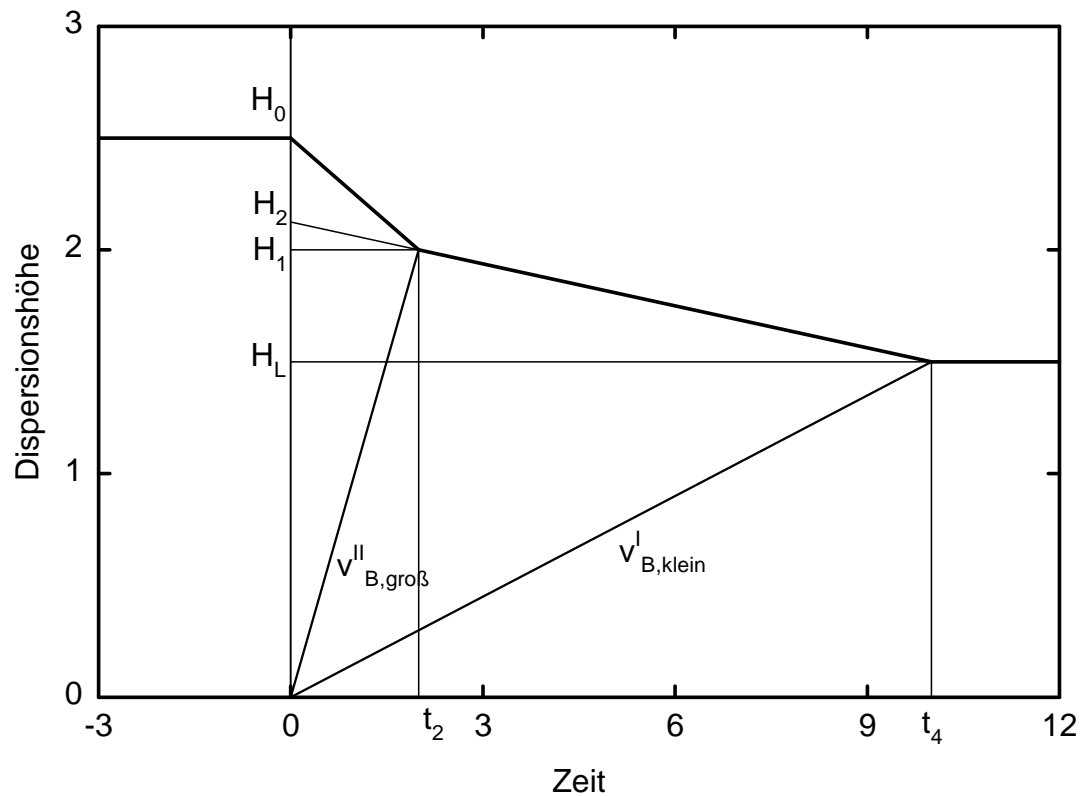


Abbildung 4-2: Schema Entgasungskurve bei Messung der Dispersionshöhe

Zur Lösung des Problems wird postuliert, dass die Relativgeschwindigkeit zwischen Blase und Flüssigkeit konstant ist. Dabei spielt es keine Rolle, ob sich die betrachtete Blase im homogenen oder heterogenen Bereich aufhält. Als zweite Voraussetzung wird angenommen, dass der Volumenstrom der hinab strömenden Flüssigkeit gleich dem Volumenstrom der aufsteigenden Gasblasen ist.

Die beobachtete (scheinbare) Großblasengeschwindigkeit $v_{B,Groß}^{II}$ erhält man aus der schematischen Entgasungskurve folgendermaßen:

$$v_{B,Groß}^{II} = \frac{H_1}{t_2}$$

Gleichung 4-3: Beobachtete Großblasengeschwindigkeit

Die scheinbare Kleinblasengeschwindigkeit $v_{B,Klein}^I$ erhält man aus:

$$v_{B,Klein}^I = \frac{H_L}{t_4}$$

Gleichung 4-4: Beobachtete Kleinblasengeschwindigkeit im homogenen Bereich

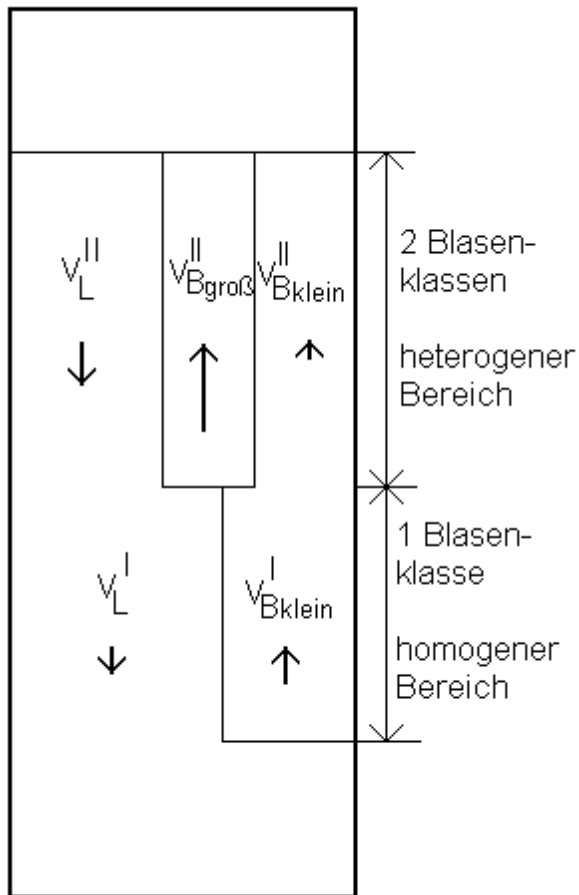


Abbildung 4-3: Schematische Darstellung der heterogenen Entgasung

Diese Geschwindigkeiten sind nur scheinbare Geschwindigkeiten, da die abströmende Flüssigkeit die ursprüngliche Aufwärtsbewegung der Blasen abbremst. Für die Berechnung der Relativgeschwindigkeiten müssen noch die jeweiligen Flüssigkeitsgeschwindigkeiten bekannt sein. Die Flüssigkeitsgeschwindigkeiten v_L^{II} und v_L^I ergeben sich aus der Sinkgeschwindigkeit des Flüssigkeitsspiegels:

$$v_L^I = \frac{H_1 - H_L}{t_4 - t_2} = \frac{H_2 - H_L}{t_4}$$

Gleichung 4-5: Flüssigkeitsgeschwindigkeit im homogenen Bereich

$$v_L^{II} = \frac{H_0 - H_1}{t_2}$$

Gleichung 4-6: Flüssigkeitsgeschwindigkeit im heterogenen Bereich

Aus der Phase des Kleinblasenentgasens kann nun die Relativgeschwindigkeit der Kleinblasen zur Flüssigkeit bestimmt werden:

$$v_{B,Klein} = v_{B,Klein}^I + v_L^I$$

$$v_{B,Klein} = \frac{H_2}{t_4}$$

Gleichung 4-7: Kleinblasengeschwindigkeit aus der Entgasungsmessung

Zu diesem Ergebnis gelangt man auch, wenn eine Volumenstrombilanz gemacht wird. Der nach oben strömende Gasvolumenstrom entspricht dem nach unten strömenden Flüssigkeitsvolumenstrom:

$$\dot{V}_L = \dot{V}_G$$

$$v_L^I \cdot (1 - \epsilon_{df}) = v_{B,Klein}^I \cdot \epsilon_{df}$$

$$v_{B,Klein} = v_{B,Klein}^I + v_L^I$$

$$v_{B,Klein} = v_{B,Klein}^I \cdot \left(1 + \frac{\epsilon_{df}}{1 - \epsilon_{df}} \right)$$

$$v_{B,Klein} = v_{B,Klein}^I \cdot \frac{H_2}{H_L}$$

$$v_{B,Klein} = \frac{H_2}{t_4}$$

Gleichung 4-8: Kleinblasengeschwindigkeit aus der Entgasungsmessung über die Volumenstrombilanz hergeleitet

Der Term ϵ_{df} ist der „dense phase hold-up“ und entspricht dem Kleinblasengehalt im homogenen Bereich, in dem keine Großblasen vorliegen. Dieser Begriff stammt aus der Charakterisierung von fluidisierten Festbetten (ELLENBERGER 1994). Der „dense phase hold-up“ ist größer als der Kleinblasengehalt im heterogenen Bereich.

$$\epsilon_{df} = \frac{H_2 - H_L}{H_2} > \epsilon_{G,Klein}$$

Gleichung 4-9: dense phase holdup

Die Relativgeschwindigkeit der Großblasen kann ebenfalls als Summe der Flüssigkeitsgeschwindigkeit und der scheinbaren Großblasengeschwindigkeit berechnet werden:

$$v_{B,Groß} = v_{B,Groß}^II + v_L^II = \frac{H_0}{t_2}$$

Gleichung 4-10: Großblasengeschwindigkeit aus der Entgasungsmessung

Zur Ermittlung der Blasenklassengehalte wird nun eine Volumenstrombilanz für die heterogene Entgasung erstellt.

$$\dot{V}_L = \dot{V}_G$$

$$v_L^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_G) = v_{\text{B,Groß}}^{\text{II}} \cdot \varepsilon_{\text{G,Groß}} + (v_{\text{B,Klein}} - v_L^{\text{II}}) \cdot \varepsilon_{\text{G,Klein}}$$

Gleichung 4-11: Volumenstrombilanz für heterogene Blasenströmung

Diese Gleichung wird nach $\varepsilon_{\text{G,Groß}}$ umgestellt und aufgelöst. So erhält man den Großblasengehalt:

$$v_L^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_G) = v_{\text{B,Groß}}^{\text{II}} \cdot \varepsilon_{\text{G,Groß}} + (v_{\text{B,Klein}} - v_L^{\text{II}}) \cdot \varepsilon_{\text{G,Klein}}$$

$$v_L^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_G) = v_{\text{B,Groß}}^{\text{II}} \cdot \varepsilon_{\text{G,Groß}} + (v_{\text{B,Klein}} - v_L^{\text{II}}) \cdot (\varepsilon_G - \varepsilon_{\text{G,Groß}})$$

$$\varepsilon_{\text{G,Groß}} = \frac{v_L^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_G) - \varepsilon_G \cdot (v_{\text{B,Klein}} - v_L^{\text{II}})}{v_{\text{B,Groß}}^{\text{II}} - v_{\text{B,Klein}} + v_L^{\text{II}}}$$

$$\varepsilon_{\text{G,Groß}} = \frac{\frac{H_0 - H_1}{t_2} - \frac{H_0 - H_L}{t_4} \cdot \frac{H_2}{t_4}}{\frac{H_0}{t_2} - \frac{H_2}{t_4}}$$

Gleichung 4-12: Großblasengehalt aus Volumenstrombilanz

Analog kann für den Kleinblasengehalt vorgegangen werden.

$$v_L^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_G) = v_{\text{B,Groß}}^{\text{II}} \cdot \varepsilon_{\text{G,Groß}} + (v_{\text{B,Klein}} - v_L^{\text{II}}) \cdot \varepsilon_{\text{G,Klein}}$$

$$v_L^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_G) = v_{\text{B,Groß}}^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_{\text{G,Klein}}) + (v_{\text{B,Klein}} - v_L^{\text{II}}) \cdot \varepsilon_{\text{G,Klein}}$$

$$\varepsilon_{\text{G,Klein}} = \frac{v_L^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_G) - v_{\text{B,Groß}}^{\text{II}} \cdot \varepsilon_G}{v_{\text{B,Klein}} - v_L^{\text{II}} - v_{\text{B,Groß}}^{\text{II}}}$$

$$\varepsilon_{\text{G,Klein}} = \frac{\frac{H_1 - H_L}{t_2}}{\frac{H_0}{t_2} - \frac{H_2}{t_4}}$$

Gleichung 4-13: Kleinblasengehalt aus Volumenstrombilanz

Die experimentellen Schwierigkeiten bei der Auswertung der Entgasungsmessungen sind die starken Fluktuationen während des Großblasenentgasens. Im Normalfall lässt sich der erste Teil der Entgasung nicht durch eine Gerade annähern. Es lässt sich aber zeigen, dass die Flüssigkeitgeschwindigkeit zum Beginn der Entgasung der Gasleerrohrgeschwindigkeit u_G entspricht:

$$u_G = v_{B,Gro\beta} \cdot \varepsilon_{G,Gro\beta} + v_{B,Klein} \cdot \varepsilon_{G,Klein}$$

$$u_G = \frac{H_0}{t_2} \cdot \frac{\frac{H_0 - H_1}{t_2} - \frac{H_0 - H_L}{t_4} \cdot \frac{H_2}{t_4}}{\frac{H_0}{t_2} - \frac{H_2}{t_4}} + \frac{H_2}{t_4} \cdot \frac{\frac{H_1 - H_L}{t_2}}{\frac{H_0}{t_2} - \frac{H_2}{t_4}}$$

$$u_G = \frac{H_0 - H_1}{t_2}$$

$$u_G = v_L^{\parallel}$$

Gleichung 4-14: Flüssigkeitsgeschwindigkeit als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit

Die Flüssigkeitsgeschwindigkeit v_L^{\parallel} entspricht der Gasleerrohrgeschwindigkeit u_G . In diesem Punkt ist der Ansatz von SCHUMPE & GRUND (1986) korrekt. Im Appendix 1 wird ausführlich gezeigt, dass die von SCHUMPE & GRUND gefundene Lösung mit der hier beschriebenen Lösung übereinstimmt.

4.1.2 Entgasungsmessungen mit dem Differenzdruck

Eine elegantere Methode der Entgasungsmessung ist die Verfolgung des hydrostatischen Druckes zwischen zwei Messstellen. Diese Methode wurde in der Promotion von DEWES (1996) angewendet. In Abbildung 4-4 ist eine schematisierte Messkurve dargestellt. Die Differenzdrücke sind die Druckunterschiede zwischen den Sensoren p_u und p_o in Abbildung 4-1. Bis zum Zeitpunkt t_0 wird kontinuierlich begast. Der Differenzdruck bleibt bis zu diesem Zeitpunkt konstant bei Δp_0 . Bei t_0 wird die Gaszufuhr gestoppt. Die Gasblasen entweichen aus dem Messvolumen. Bis zum Zeitpunkt t_1 erfolgt ein steiler Druckanstieg bis auf den Differenzdruck Δp_1 . In dieser Zeit entweichen die schnellen Großblasen. Danach erfolgt bis zum Zeitpunkt t_3 ein langsamer Druckanstieg bis auf den Differenzdruck Δp_E . In dieser Zeit entweichen die langsamen Kleinblasen. Ab dem Zeitpunkt t_3 ist das Messvolumen blasenfrei. Der Differenzdruck Δp_E entspricht dem hydrostatischen Druck der reinen Flüssigkeit.

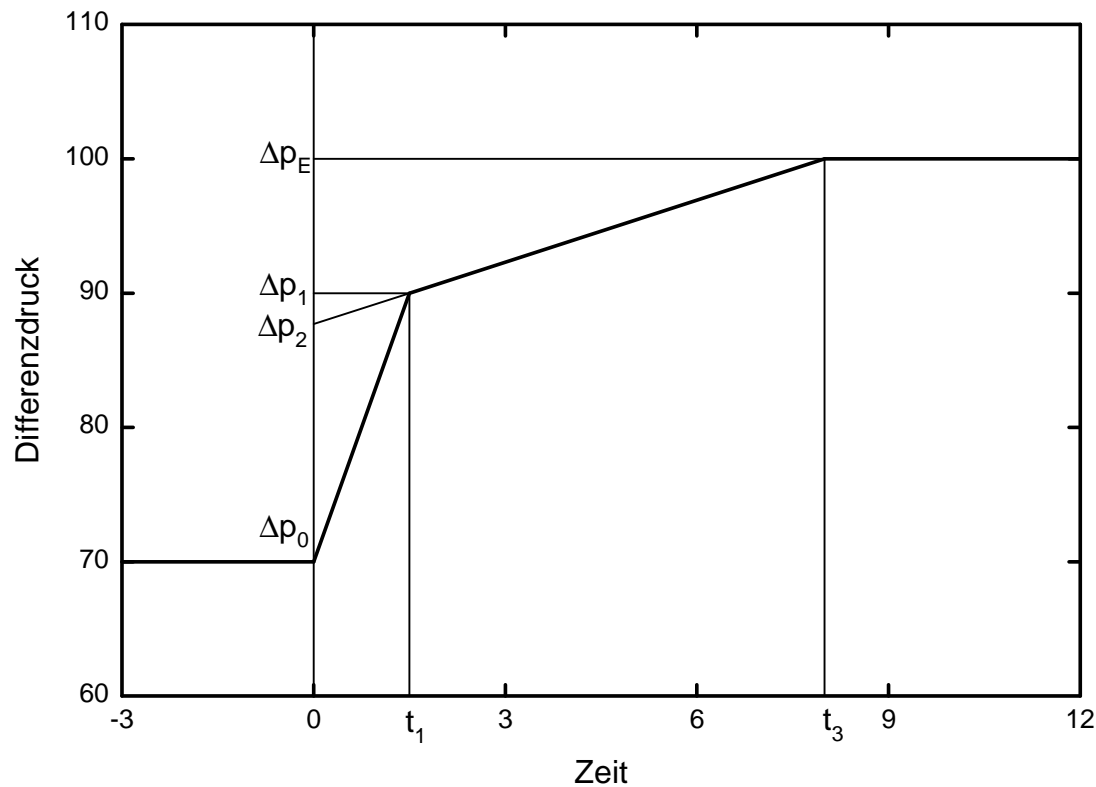


Abbildung 4-4: Schema Entgasungskurve bei Messung des hydrostatischen Druckes

Der Gesamtgasgehalt ε_G berechnet sich wie in Kapitel 2 beschrieben.

$$\varepsilon_G = \frac{\Delta p_E - \Delta p_0}{\Delta p_E}$$

Gleichung 4-15: Gesamtgasgehalt aus der Differenzdruckmessung

Entsprechend erhält man den „Dense Phase Hold-up“ für das Kleinblasenentgasen aus Δp_E und Δp_2 :

$$\varepsilon_{df} = \frac{\Delta p_E - \Delta p_2}{\Delta p_E}$$

Gleichung 4-16: „Dense Phase Hold-up“ aus der Differenzdruckmessung

Die scheinbaren Blasengeschwindigkeiten ermittelt man analog Gleichung 4-3 und Gleichung 4-4 aus den Aufstiegszeiten t_1 und t_3 und dem Abstand der Drucksensoren Δh :

$$v_{B,Klein}^I = \frac{\Delta h}{t_3}$$

Gleichung 4-17: Beobachtete Kleinblasengeschwindigkeit aus Differenzdruckmessung

$$v_{B,Gro\beta}^{II} = \frac{\Delta h}{t_1}$$

Gleichung 4-18: Beobachtete Großblasengeschwindigkeit aus Differenzdruckmessung

Die Flüssigkeitsgeschwindigkeiten für beide Entgasungsphasen erhält man aus der Steilheit der Druckanstiege. Der Druckanstieg im Messvolumen wird durch das Hineinströmen der Flüssigkeit verursacht. Dabei muss beachtet werden, dass der Flüssigkeit nicht der gesamte Blasensäulenquerschnitt zur Verfügung steht:

$$\frac{\Delta p_E - \Delta p_2}{t_3} = v_L^I \cdot (1 - \varepsilon_{df}) \cdot \rho_L \cdot g$$

$$v_L^I = \frac{\Delta p_E - \Delta p_2}{t_3 \cdot (1 - \varepsilon_{df})} \cdot \frac{\Delta h}{\Delta p_E}$$

Gleichung 4-19: Flüssigkeitsgeschwindigkeit in homogener Entgasungsphase aus Differenzdruckmessung

$$\frac{\Delta p_1 - \Delta p_0}{t_1} = v_L^{II} \cdot (1 - \varepsilon_G) \cdot \rho_L \cdot g$$

$$v_L^{II} = \frac{\Delta p_1 - \Delta p_0}{t_1 \cdot (1 - \varepsilon_G)} \cdot \frac{\Delta h}{\Delta p_E}$$

Gleichung 4-20: Flüssigkeitsgeschwindigkeit in heterogener Entgasungsphase aus Differenzdruckmessung

Die Relativgeschwindigkeiten der Blasen, die den Aufstiegsgeschwindigkeiten während der Begasung entsprechen, berechnen sich analog Gleichung 4-7 und Gleichung 4-10. Die Gleichung lassen sich dabei vereinfachen:

$$v_{B,Klein} = v_{B,Klein}^I + v_L^I$$

$$= \frac{\Delta h}{t_3} + \frac{\Delta p_E - \Delta p_2}{t_3 \cdot (1 - \varepsilon_{df})} \cdot \frac{\Delta h}{\Delta p_E}$$

$$= \frac{\Delta h}{t_3} \cdot \frac{\Delta p_E}{\Delta p_2}$$

Gleichung 4-21: Kleinblasengeschwindigkeit aus Differenzdruckmessung

$$v_{B,Gro\beta} = v_{B,Gro\beta}^{II} + v_L^{II}$$

$$= \frac{\Delta h}{t_1} + \frac{\Delta p_1 - \Delta p_0}{t_1 \cdot (1 - \varepsilon_G)} \cdot \frac{\Delta h}{\Delta p_E}$$

$$= \frac{\Delta h}{t_1} \cdot \frac{\Delta p_1}{\Delta p_0}$$

Gleichung 4-22: Großblasengeschwindigkeit aus Differenzdruckmessung

Die Gehalte der einzelnen Blasenklassen werden wiederum aus Gleichung 4-11, der Volumenstrombilanz für heterogene Blasenströmung, hergeleitet. Es ergeben sich umfangreiche Gleichungen, die sich aber gut vereinfachen lassen:

$$\varepsilon_{G,Gro\beta} = \frac{v_L^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_G) - \varepsilon_G \cdot (v_{B,Klein} - v_L^{\text{II}})}{v_{B,Gro\beta}^{\text{II}} - v_{B,Klein} + v_L^{\text{II}}}$$

$$\varepsilon_{G,Gro\beta} = \frac{\frac{\Delta h}{t_1} \cdot \frac{\Delta p_1 - \Delta p_0}{\Delta p_0} - \frac{\Delta h}{t_3} \cdot \frac{\Delta p_E - \Delta p_0}{\Delta p_2}}{\frac{\Delta h}{t_1} \cdot \frac{\Delta p_1}{\Delta p_0} - \frac{\Delta h}{t_3} \cdot \frac{\Delta p_E}{\Delta p_2}}$$

Gleichung 4-23: Großblasengehalt aus Differenzdruckmessungen

$$\varepsilon_{G,Klein} = \frac{v_L^{\text{II}} \cdot (1 - \varepsilon_G) - v_{B,Gro\beta}^{\text{II}} \cdot \varepsilon_G}{v_{B,Klein} - v_L^{\text{II}} - v_{B,Gro\beta}^{\text{II}}}$$

$$\varepsilon_{G,Klein} = \frac{\frac{\Delta h}{t_1} \cdot \frac{\Delta p_E - \Delta p_1}{\Delta p_E}}{\frac{\Delta h}{t_1} \cdot \frac{\Delta p_1}{\Delta p_0} - \frac{\Delta h}{t_3} \cdot \frac{\Delta p_E}{\Delta p_2}}$$

Gleichung 4-24: Kleinblasengehalt aus Differenzdruckmessungen

Wie bei der Messung der Dispersionshöhe kann die erste steile Steigung der Entgasungskurve aus der eingestellten Gasleerrohrgeschwindigkeit hergeleitet werden. Die Flüssigkeitsgeschwindigkeit v_L^{II} ist gleich der Gasleerrohrgeschwindigkeit u_G . Die Gleichung 4-20 braucht nur umgestellt zu werden:

$$\frac{\Delta p_1 - \Delta p_0}{t_1} = u_G \cdot (1 - \varepsilon_G) \cdot \frac{\Delta p_E}{\Delta h}$$

Gleichung 4-25: Anfangssteigung der Entgasungskurve

4.1.3 Reale Messungen

Die mathematische Behandlung der Entgasungsmessungen wurde in Kapitel 4.1.2 ausführlich behandelt. An dieser Stelle soll nur noch die Anpassung der theoretischen Messkurve an die gemessenen Daten beschrieben werden.

In Abbildung 4-5 und Abbildung 4-6 sind zwei typische Entgasungsmessungen dargestellt. Die Abbildung 4-5 zeigt die Entgasung des homogenen Betriebszustandes. Im stationären Betrieb bleibt der gemessene Differenzdruck konstant, es ist nur ein leichtes Rauschen zu erkennen. Nach dem Abschalten des Gasstromes erfolgt ein linearer Druckanstieg bis zum Differenzdruck der gasfreien Flüssigkeit.

Die Abbildung 4-6 zeigt eine Entgasungsmessung aus dem heterogenen Betriebszustand heraus. Im stationären Betrieb ist der gemessene Differenzdruck im Mittel konstant, durch die Großblasen wird jedoch ein starkes Rauschen verursacht. Nach dem Abschalten erfolgt ein schneller Druckanstieg. In dieser Zeit entweichen die Großblasen aus dem Messvolumen. Dieser Druckanstieg ist ebenfalls von einem starken Rauschen überlagert. Danach erfolgt ein langsamerer Druckanstieg bis zum Differenzdruck der gasfreien Flüssigkeit. Dieser Abschnitt ist weitgehend rauschfrei. Die Anfangssteigung der Entgasungskurve kann aus der

eingestellten Leerrohrgeschwindigkeit und dem Gesamtgasgehalt ermittelt werden (siehe Gleichung 4-25).

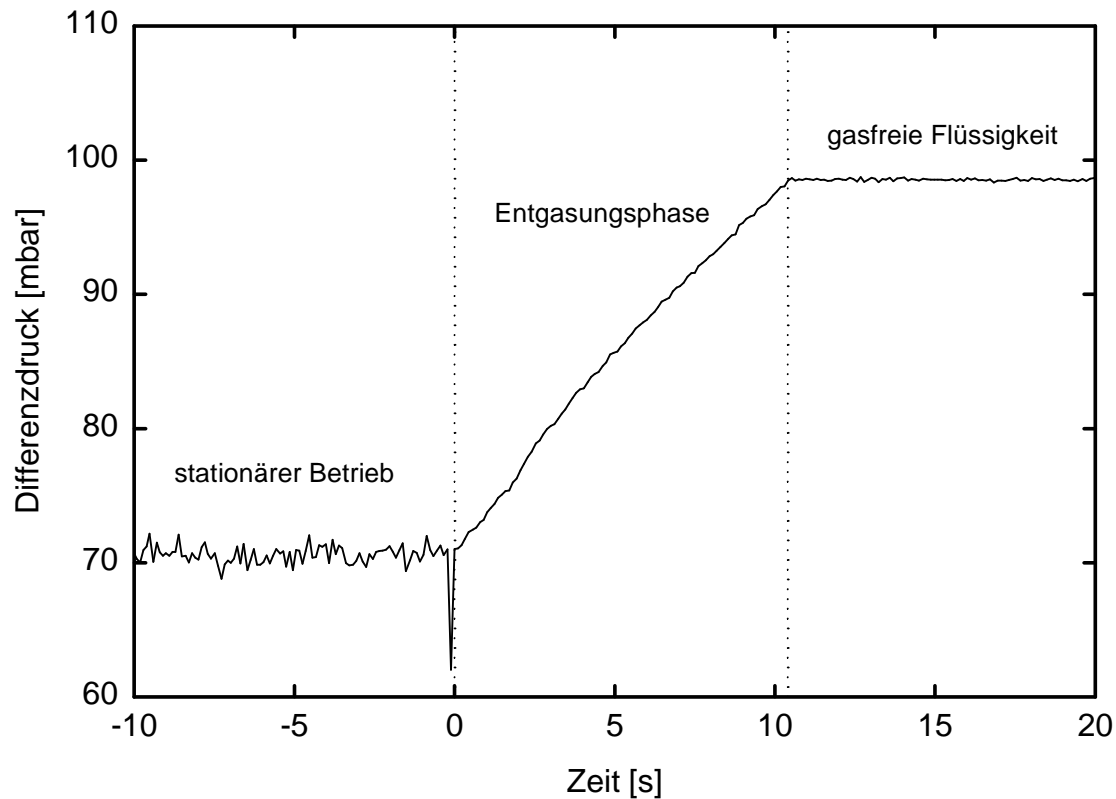


Abbildung 4-5: Typische Entgasungskurve im homogenen Strömungsregime

Im homogenen Fall ist der Druckanstieg in der Entgasungsphase durch die Randbedingungen vorgegeben. Die theoretische Kurve kann mit der gemessenen Kurve verglichen werden. Bei einer zu starken Abweichung des berechneten und des gemessenen Druckanstieges muss ein Fehler in der Messung oder Auswertung vorliegen.

Im heterogenen Fall ist der Druckanstieg während des Großblasenentgasens durch Gleichung 4-25 vorgegeben. So kann das starke Rauschen während des Großblasenentgasens umgangen werden. Der Druckanstieg während des Kleinblasenentgasens wird mit der Methode der kleinsten Fehlerquadrate angepasst.

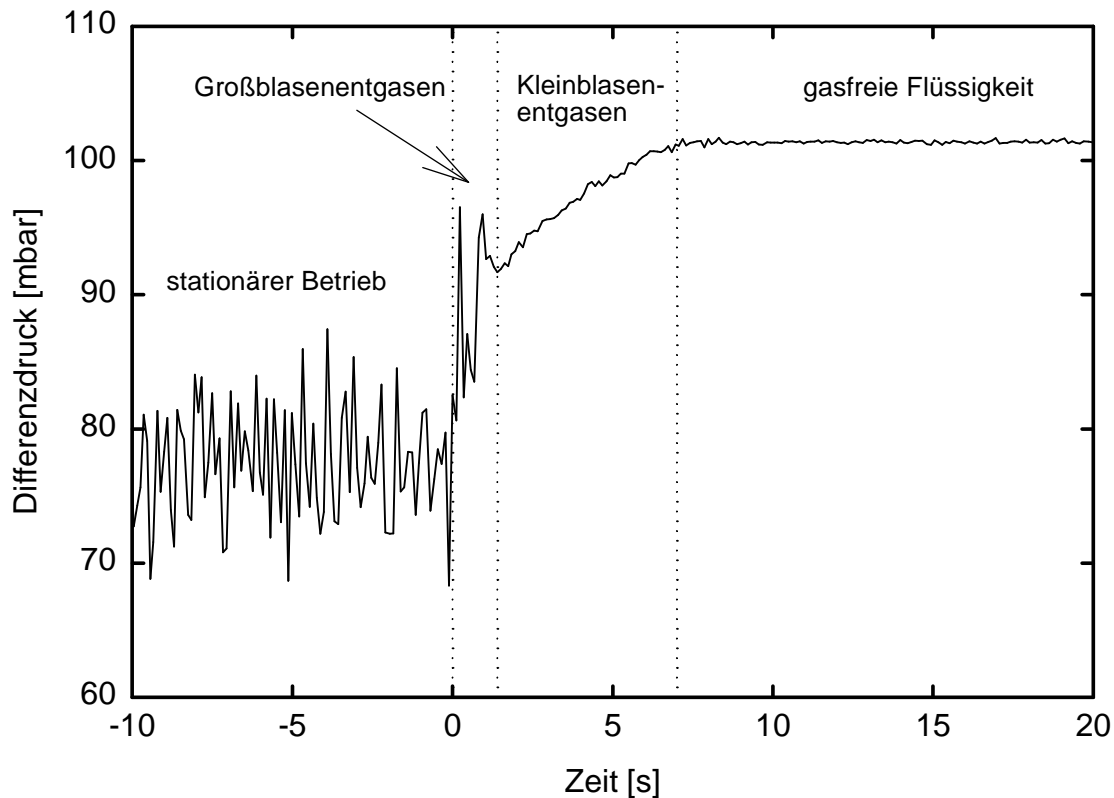


Abbildung 4-6: Typische Entgasungskurve im heterogenen Strömungsregime

4.2 Auswertung der Stoffübergangsmessungen

4.2.1 Messung der Desorptionsrate

Für die Stoffübergangsmessungen wurde in der Flüssigkeit gelöster Sauerstoff mit einem Inertgasstrom (Helium oder Stickstoff) ausgetrieben. Es handelt sich um physikalische Desorption. Es wird die Sauerstoffkonzentration in der Flüssigkeit gemessen. Für den Stoffstrom durch die Phasengrenzfläche gilt:

$$\frac{dn_{O_2}}{dt} = k_L \cdot A \cdot (c_{O_2,L}^* - c_{O_2,L})$$

Gleichung 4-26: Stoffmengenstrom durch die Phasengrenzfläche A

Es wird davon ausgegangen, dass der gesamte Stofftransportwiderstand auf der Flüssigkeitsseite liegt. Die Konzentration $c_{O_2,L}^*$ ist die Sauerstoffkonzentration in der Flüssigkeit direkt an der Phasengrenzfläche und steht mit der Gasphasekonzentration im Gleichgewicht. Die Phasengrenzfläche A wird durch den Term $a \cdot \frac{V_L}{(1 - \epsilon_G)}$ ersetzt. Eine Division durch V_L überführt den Stoffmengenstrom in die Konzentrationsänderung.

$$\frac{dn_{O_2}}{dt} = k_L a \cdot \frac{V_L}{(1 - \varepsilon_G)} \cdot (c_{O_2,L}^* - c_{O_2,L})$$

$$\frac{dc_{O_2,L}}{dt} = \frac{k_L a}{(1 - \varepsilon_G)} \cdot (L_{O_2} \cdot c_{O_2,G} - c_{O_2,L})$$

Gleichung 4-27: Sauerstoffabnahme durch physikalische Desorption

In der Gleichung 4-27 taucht der Gasgehalt ε_G auf. Zur einfacheren Behandlung wird folgende Ersetzung vorgenommen:

$$k_L a' = \frac{k_L a}{(1 - \varepsilon_G)}$$

Gleichung 4-28: Flüssigkeitsbezogene Stoffübergangszahl

Der $k_L a'$ -Wert ist die flüssigkeitsbezogene Stoffübergangszahl.

Da während der Desorption mit sauerstofffreiem Inertgas begast wird, wird in erster Näherung angenommen, dass die Gasphasekonzentration des Sauerstoffs $c_{O_2,G} = 0$ ist. Die Variablen in Gleichung 4-27 können nun getrennt und unbestimmt integriert werden:

$$\ln(c_{O_2,L}) = -k_L a' \cdot t + \text{const}$$

Gleichung 4-29: Bestimmung von $k_L a'$ aus der Messung

Der gesuchte $k_L a'$ -Wert lässt sich aus der Messung leicht ermitteln, indem man den Logarithmus der Konzentration über der Zeit aufträgt. Es ergibt sich eine Gerade, die negative Steigung der Gerade entspricht dem $k_L a'$ -Wert. (Abbildung 4-8).

Bei den Messungen kommt es manchmal vor, dass die Glasfaser von einer Blase berührt wird. In diesem Fall kann der MOPS keine Fluoreszenzintensität feststellen und es erscheint ein Ausreißer zu hohen Sauerstoffkonzentrationen. Solche Werte werden vor der eigentlichen Auswertung eliminiert.

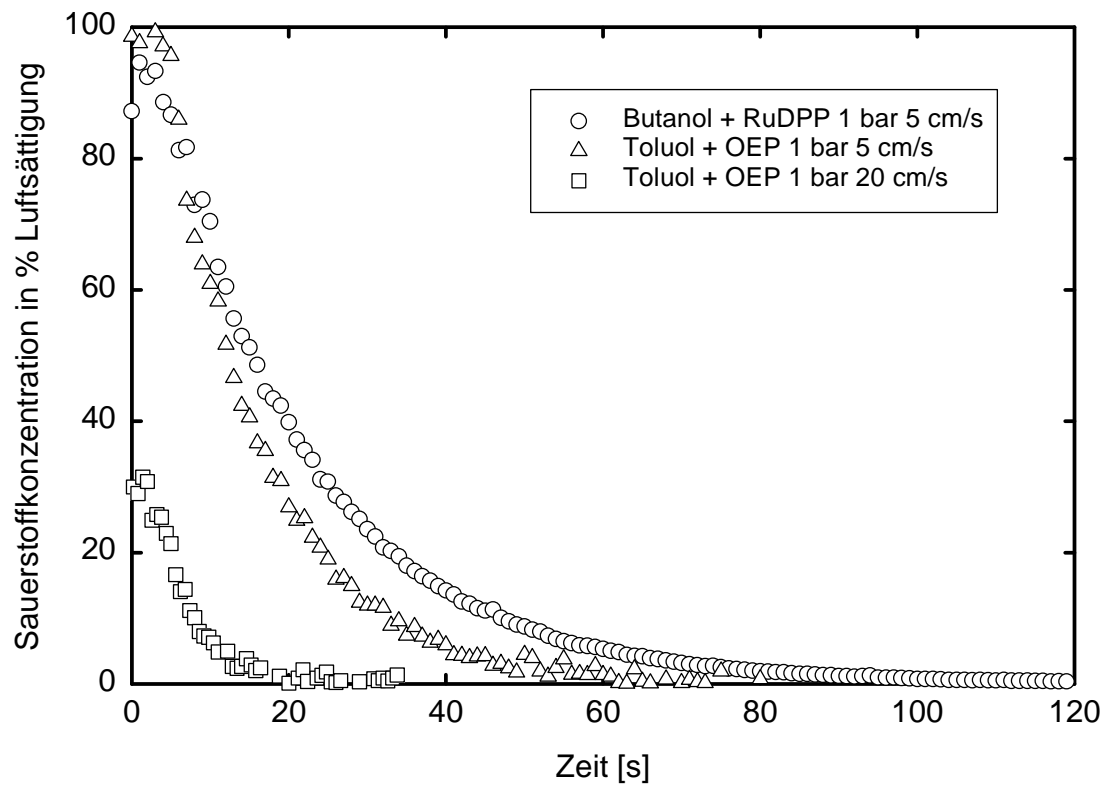


Abbildung 4-7: Drei Beispiele für die Desorptionsmessungen

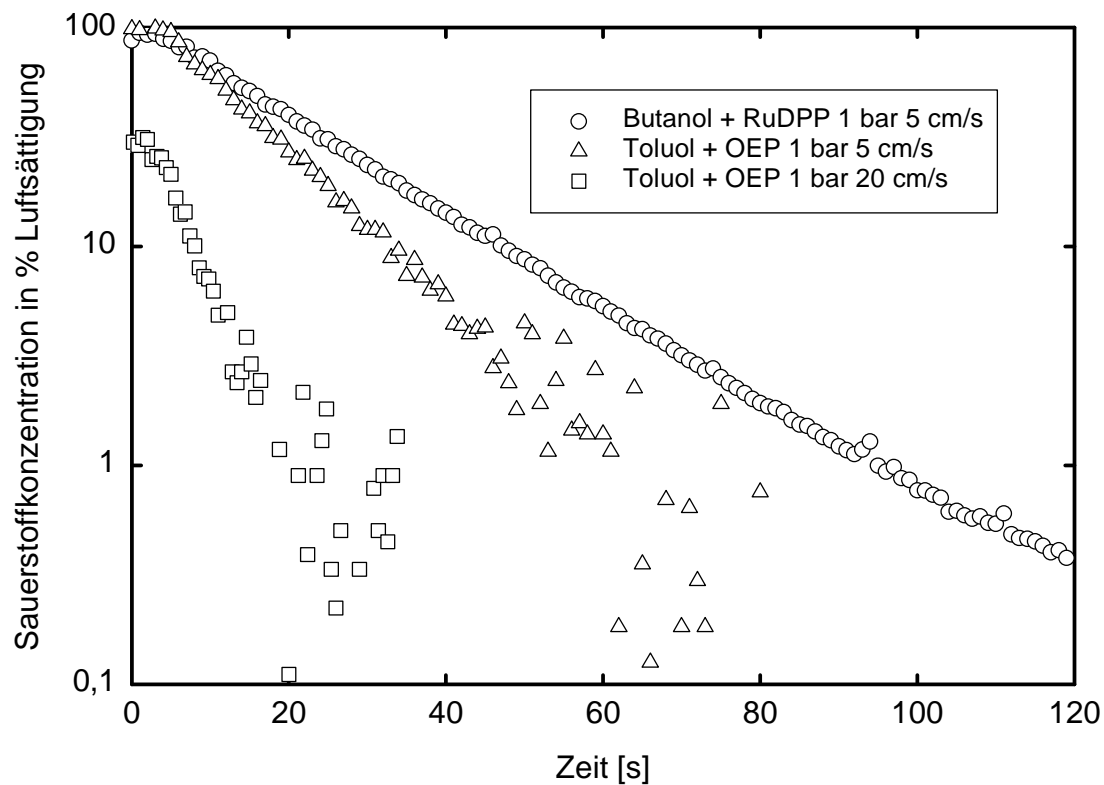


Abbildung 4-8: Drei Beispiele für Desorptionsmessungen in halblogarithmischer Auftragung

Die logarithmische Auftragung ist jedoch nur bei relativ hohen Sauerstoffkonzentrationen für die Ermittlung des $k_L a'$ -Wertes nutzbar. Bei kleinen Sauerstoffkonzentrationen nimmt der relative Messfehler überproportional zu. Bei sehr großen $k_L a'$ -Werten nimmt die Konzentration sehr schnell ab und fällt bereits nach kurzer Messzeit unter die Grenze, die mit Hilfe der logarithmischen Auftragung noch nutzbar ist (siehe Abbildung 4-8 und Abbildung 4-9). Gerade bei hohen Gasleerrohrgeschwindigkeiten wird die maximal mögliche Startkonzentration von $c_{O_2} = 100\%$ nicht erreicht, so dass sich das nutzbare Teilstück der Messung für die Auswertung nochmals verkürzt. Es ist zu erkennen, dass diese Probleme vor allem bei den Fluorophoren RuBPY (für Wasser) und OEP (für unpolare organische Flüssigkeiten) auftreten. Das Fluorophor RuDPP ist gerade bei sehr kleinen Sauerstoffkonzentrationen sehr sensitiv, so dass die typische Trichterform der Fehlerabweichung erst bei sehr kleinen Sauerstoffkonzentrationen auftritt. (Siehe Abbildung 4-9)

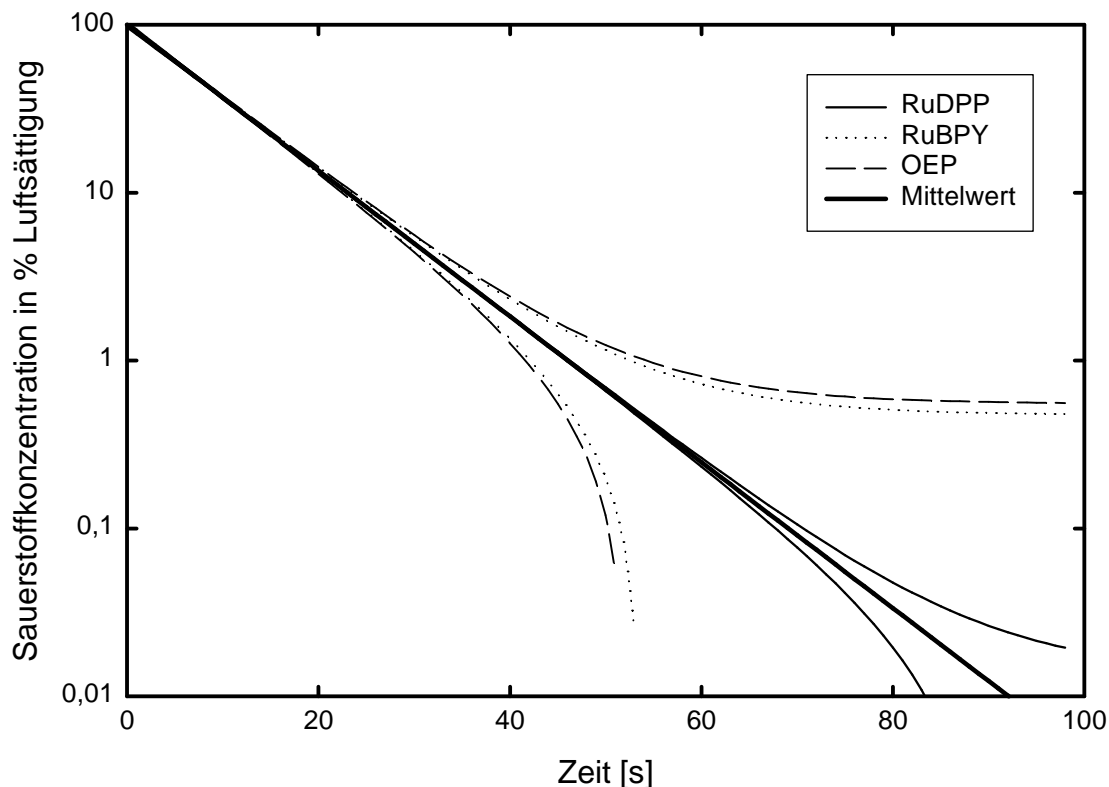


Abbildung 4-9: Theoretische Fehlerbreite der Sauerstoffkonzentration in halblogarithmischer Auftragung

Statt der linearen Regression der logarithmierten Messdaten wurde folgende Gleichung nach der Methode der kleinsten Fehlerquadrate an die Messdaten angepasst:

$$c_{O_2} = c_{O_2, \text{start}} \cdot \exp(-k_L a' \cdot t) + c_{O_2, \text{delta}}$$

Gleichung 4-30: Sauerstoffkonzentration während der Desorptionsmessung inklusive Nullpunktsdrift

Der Wert für $c_{O_2, \text{start}}$ ist die Sauerstoffkonzentration zum Zeitpunkt $t = 0$. Der Wert $c_{O_2, \text{delta}}$ steht für die Nullpunktsdrift. Die Nullpunktsdrift kann durch Undichtigkeiten der Sauerstoffinjektion und durch interne Schwankungen des MOPS verursacht werden. Diese

Werte und der k_{La}' -Wert werden optimiert. Dies hat den Vorteil, dass die Messdaten in ihrer vollen Länge genutzt werden können (siehe Abbildung 4-10) und die Nullpunktsdrift gut erfasst werden kann. Gleichzeitig wird der Fehler durch die Anfangsverzögerung minimiert, da die ausgewertete Messzeit verlängert wird.

Die Anfangsverzögerung ist die Zeitspanne, die dadurch entsteht, dass nach der Umschaltung das sauerstofffreie Gas durch den Begaser und die Flüssigkeitssäule bis zum Sensor gelangen muss, bevor eine Abnahme des Sauerstoffgehaltes gemessen wird. (In Abbildung 5-19 wird gezeigt, dass die Sensorhöhe keinen Einfluss auf die ermittelte Stoffübergangszahl hat.)

Die Messungen wurden bis zu neun Mal wiederholt, um durch Mittelwertbildung den Fehler weiter zu minimieren.

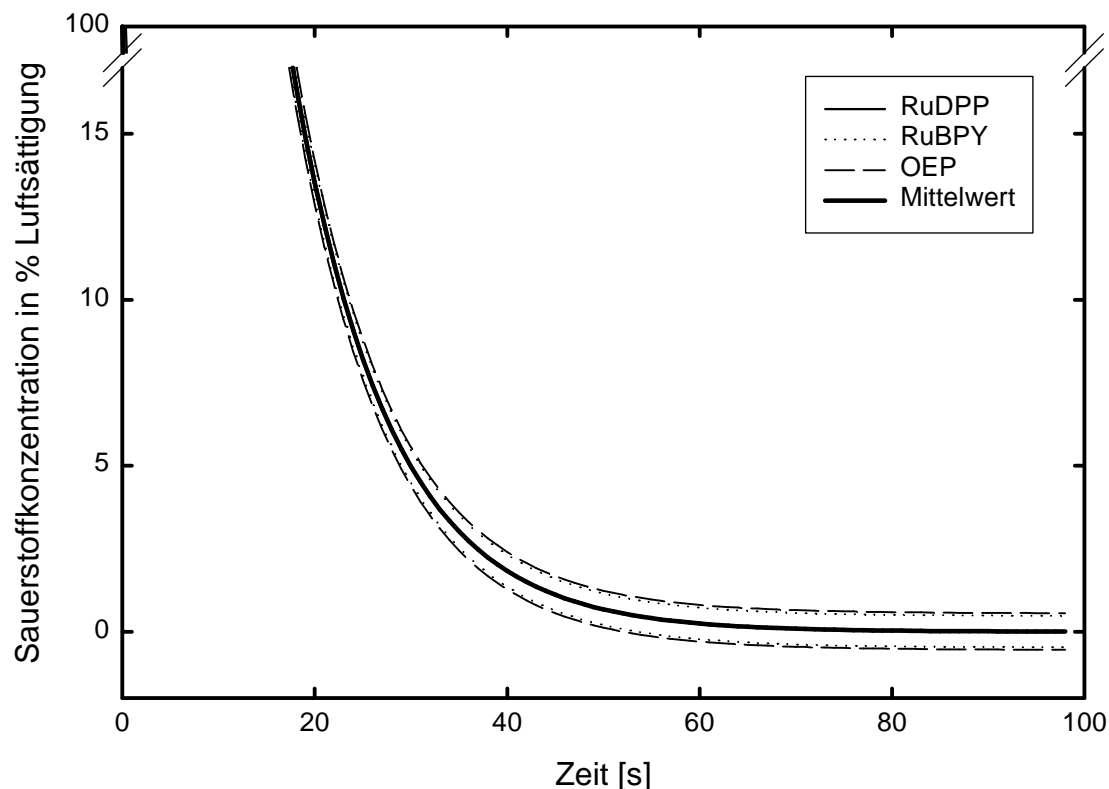


Abbildung 4-10: Theoretische Fehlerbreite der Sauerstoffkonzentration in linearer Auftragung

4.2.2 Gasphasekonzentration während der Desorption

Die bisherigen Berechnungen wurden unter der Voraussetzung gemacht, dass die Gasphasekonzentration gegenüber der Flüssigphasekonzentration vernachlässigbar klein ist. Diese Annahme soll nun überprüft werden.

Die aus der Flüssigkeit ausgetragene Sauerstoffmenge ist durch die Messungen bekannt:

$$\frac{dn_{O_2}}{dt} = V_L \cdot \frac{dc_{O_2}}{dt}$$

$$\frac{dn_{O_2}}{dt} = -V_L \cdot c_{L,O_2} \cdot k_{La}'$$

Gleichung 4-31: Aus der Flüssigkeit ausgetragener Sauerstoffstrom

Genau diese Menge Sauerstoff muss durch den Gasstrom aus dem Dispersionsvolumen heraus transportiert werden:

$$\frac{dn_{O_2}}{dt} = -\dot{V}_G \cdot c_{G,O_2}$$

Gleichung 4-32: mit dem Gasstrom transportierter Sauerstoffstrom

Beide Stoffströme müssen gleich groß sein:

$$V_L \cdot c_{L,O_2} \cdot k_L a' = \dot{V}_G \cdot c_{G,O_2}$$

Gleichung 4-33: Sauerstoffbilanz

Für die Gasphasenkonzentration am Gasauslass kann in erster Näherung also gesagt werden:

$$c_{G,O_2} = \frac{V_L \cdot c_{L,O_2} \cdot k_L a'}{\dot{V}_G}$$

Gleichung 4-34: Gasphasenkonzentration während der Desorption am Gasauslass

Um abschätzen zu können, ob diese Gasphasenkonzentration vernachlässigbar klein oder für den Stoffübergang relevant ist, wird sie mit der Gleichgewichtskonzentration der Flüssigphase verglichen. Die Gleichgewichtskonzentration lässt sich mit dem OSTWALD-Koeffizienten berechnen:

$$c_{G,max} = \frac{c_{L,O_2}}{L_{O_2}}$$

Gleichung 4-35: Gleichgewichtskonzentration der Gasphase

Hat die Gasphase diese Konzentration erreicht, so ist sie gesättigt. Das Verhältnis der Gasphasenkonzentration zur maximalen Konzentration berechnet sich wie folgt:

$$\frac{c_{G,O_2}}{c_{G,max}} = \frac{V_L \cdot L_{O_2} \cdot k_L a'}{\dot{V}_G}$$

Gleichung 4-36: Sättigungsgrad der Gasphase während der Desorption

Ist dieser Sättigungsgrad gleich eins, ist die Gasphase praktisch im Gleichgewicht mit der Flüssigphase. Der Sättigungsgrad sollte möglichst nahe bei Null liegen. In Tabelle 4-1 sind die Sättigungsgrade für verschiedene Versuchsbedingungen aufgelistet. Für Wasser und Ethylenglycol sind diese Sättigungsgrade klein. Für die anderen Flüssigkeiten sind die Gasphasenkonzentrationen so groß, dass sie nicht mehr vernachlässigt werden können. Die aufsteigenden Gasblasen werden so stark mit Sauerstoff angereichert, dass die Triebkraft für den Stoffübergang, die Konzentrationsdifferenz, signifikant kleiner wird. Dies bedeutet, dass der wahre $k_L a'$ -Wert größer als der gemessene ist. Der gemessene Wert wird darum in der weiteren Arbeit als $k_L a^*$ -Wert, als Desorptionsrate bezeichnet.

Tabelle 4-1: Abschätzung des Sättigungsgrades nach Gleichung 4-36 für verschiedene Versuchsbedingungen

Flüssigkeit	Druck [bar]	u_G [cm/s]	L_{O_2}	V_L [l]	k_{La}' [1/s]	$\frac{c_{G,O_2}}{c_{G,max}}$
1-Butanol	1	0,98	0,2	10,6	0,0129	0,341
1-Butanol	1	4,90	0,2	10,6	0,0557	0,293
1-Butanol	1	19,8	0,2	10,6	0,1751	0,231
1-Butanol	40	1,03	0,2	10,6	0,0169	0,427
1-Butanol	40	5,15	0,2	10,6	0,1127	0,569
Decalin	1	0,98	0,22	10,6	0,0161	0,471
Decalin	1	4,90	0,22	10,6	0,0637	0,371
Decalin	40	1,03	0,22	10,6	0,0192	0,533
Decalin	40	5,15	0,22	10,6	0,1158	0,643
Ethanol	1	1,03	0,23	10,6	0,0212	0,613
Ethanol	1	5,19	0,23	10,6	0,0799	0,460
Ethanol	1	20,8	0,23	10,6	0,2275	0,328
Ethanol	40	1,03	0,23	10,6	0,0323	0,936
Ethanol	40	5,16	0,23	10,6	0,1114	0,646
Ethylenglycol	1	0,96	0,031	10,6	0,0017	0,007
Ethylenglycol	1	4,83	0,031	10,6	0,0075	0,006
Ethylenglycol	1	19,3	0,031	10,6	0,0216	0,004
Ethylenglycol	40	1,03	0,031	10,6	0,0042	0,016
Ethylenglycol	40	5,15	0,031	10,6	0,0225	0,018
Wasser	1	0,99	0,033	10,6	0,0079	0,034
Wasser	1	4,97	0,033	10,6	0,0345	0,030
Wasser	1	19,8	0,033	10,6	0,1071	0,023
Wasser	40	1,03	0,033	10,6	0,0172	0,072
Wasser	40	5,15	0,033	10,6	0,09	0,075
Toluol	1	1,00	0,22	10,6	0,0229	0,654
Toluol	1	5,03	0,22	10,6	0,0776	0,441
Toluol	1	20,1	0,22	10,6	0,2022	0,288
Toluol	40	1,03	0,22	10,6	0,0235	0,652
Toluol	40	5,15	0,22	10,6	0,1258	0,698

Die Gasphasenkonzentration an Sauerstoff ist signifikant erhöht. Zur Berechnung des k_{La}' -Wertes ist die Kenntnis der Gasphasenkonzentration notwendig. Die Gasphasenkonzentration an Sauerstoff kann über eine Sauerstoffbilanz ermittelt werden. Dies soll in den folgenden Abschnitten durchgeführt werden.

4.2.3 Berechnung der Gasphasenkonzentration des Sauerstoffes im homogenen Betriebszustand

Zur Berechnung der Gasphasenkonzentration wird vorausgesetzt, dass die Blasen kugelförmig sind und ihre Aufstiegs geschwindigkeit und ihr Durchmesser während des gesamten Aufstieges konstant sind.

Die Flüssigkeit sei ideal durchmischt, d.h. die Flüssigkeit habe an jedem Punkt die gleiche Sauerstoffkonzentration, die sich folgendermaßen berechnen lässt:

$$c_{L,O_2} = c_{L,O_2,0} \cdot \exp(-k_L a^* \cdot t)$$

Gleichung 4-37: Flüssigphasekonzentration als Funktion der Zeit

Die Blase hat die Startkonzentration $c_{L,O_2} = 0$ und nimmt während ihres Aufstieges Sauerstoff auf. Der in die Blase diffundierende Stoffstrom berechnet sich:

$$\frac{dn_{O_2}}{dt} = k_L \cdot A_B \cdot (c_{L,O_2} - c_{B,O_2} \cdot L_{O_2}) = k_L \cdot \pi \cdot d_B^2 \cdot (c_{L,O_2} - c_{B,O_2} \cdot L_{O_2})$$

Gleichung 4-38: Sauerstoffstrom in die Gasblase

Die Konzentrationsänderung in der Blase ergibt sich demnach:

$$\frac{dc_{B,O_2}}{dt} = k_L \cdot \frac{A_B}{V_B} \cdot (c_{L,O_2} - c_{B,O_2} \cdot L_{O_2}) = k_L \cdot \frac{6}{d_B} \cdot (c_{L,O_2} - c_{B,O_2} \cdot L_{O_2})$$

Gleichung 4-39: Konzentrationsänderung Sauerstoff in der Blase

Der Blasendurchmesser d_B wird durch den SAUTER-Durchmesser d_S ersetzt:

$$d_S = \frac{6 \cdot \epsilon_G}{a}$$

Gleichung 4-40: SAUTER-Durchmesser

$$\frac{dc_{B,O_2}}{dt} = \frac{k_L a}{\epsilon_G} \cdot (c_{L,O_2} - c_{B,O_2} \cdot L_{O_2})$$

Gleichung 4-41: Konzentrationsänderung Sauerstoff in der Blase

Und die Flüssigphasekonzentration c_{L,O_2} wird durch Gleichung 4-37 ersetzt:

$$\frac{dc_{B,O_2}}{dt} = \frac{k_L a}{\epsilon_G} \cdot (c_{L,O_2,0} \cdot \exp(-k_L a^* \cdot t) - c_{B,O_2} \cdot L_{O_2})$$

Gleichung 4-42: Konzentrationsänderung Sauerstoff in der Blase

Mit dieser Gleichung lässt sich der zeitliche Konzentrationsverlauf in einer Blase berechnen (siehe Abbildung 4-11). Die Blase stellt kurz nach ihrer Entstehung eine Sauerstoffsene dar und reichert sich mit Sauerstoff an. Im dargestellten Beispiel befinden sich Gasblase und Flüssigkeit nach ca. 7 s im Gleichgewicht. Die Sauerstoffkonzentration in der Gasblase erreicht in diesem Punkt ihr Maximum. Da die Flüssigphasekonzentration weiterhin abnimmt, wird die Gasblase nun zur Sauerstoffquelle und gibt Sauerstoff in die Flüssigkeit ab. Dies zeigt, dass die Gasphasekonzentration am Gasausslass auch höher als die aktuelle Gleichgewichtskonzentration sein kann. Weiterhin wird klar, dass der gemessene $k_L a^*$ -Wert mit zunehmender Verweilzeit der Blasen bei sonst gleichen Bedingungen kleiner wird.

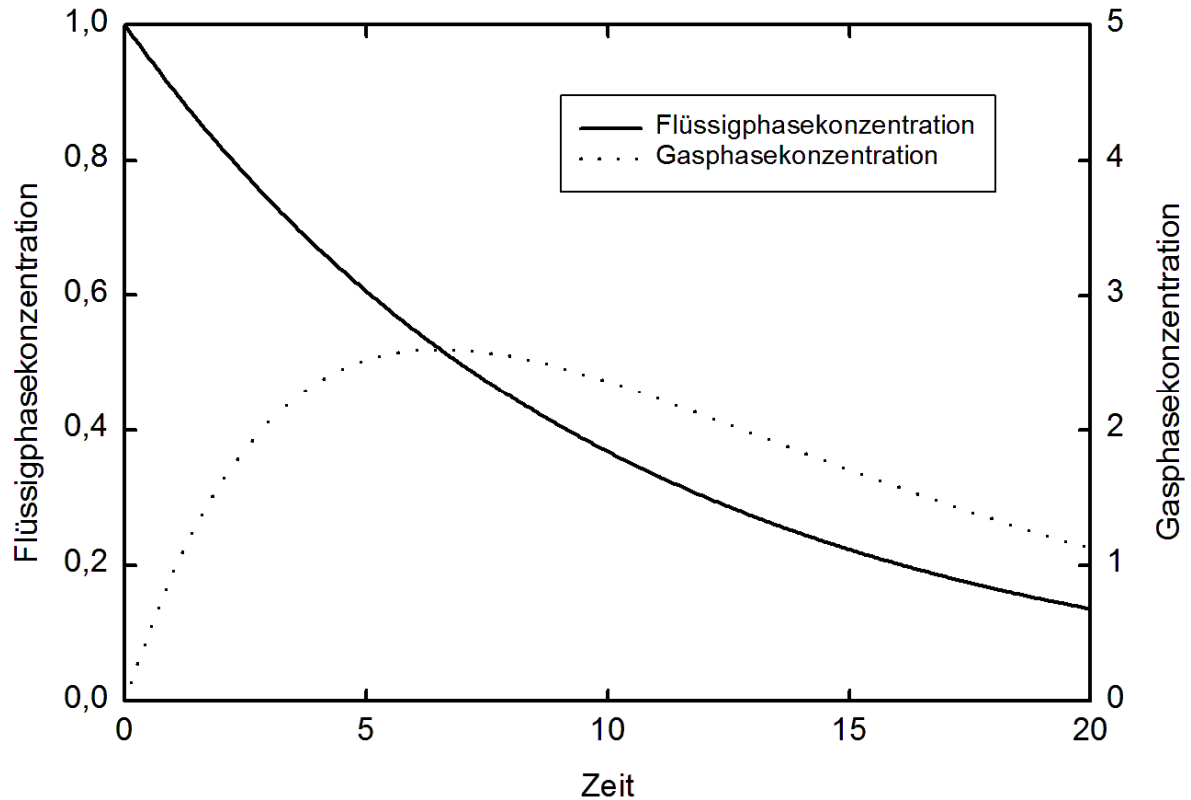


Abbildung 4-11: Zeitlicher Verlauf der Sauerstoffkonzentration einer Gasblase während einer Desorptionsmessung, $k_L a^* = 0,1 \text{ s}^{-1}$, $L_{O_2} = 0,2$, $d_B = 3 \text{ mm}$

Zur genauen Berechnung von $k_L a$ aus $k_L a^*$ muss Gleichung 4-42 integriert werden. Je nach Randbedingungen ergeben sich zwei Lösungen:

Fall 1: $k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \neq 0$

$$c_{B,O_2} = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2,0}}{\epsilon_G \cdot \left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} \cdot \left(\exp\left(-\frac{k_L a \cdot L_{O_2}}{\epsilon_G} \cdot t \right) - \exp(-k_L a^* \cdot t) \right)$$

Fall 2: $k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} = 0$

$$c_{B,O_2} = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2,0}}{\epsilon_G} \cdot \exp(-k_L a^* \cdot t) \cdot t$$

Gleichung 4-43: c_{B,O_2} als Funktion der Verweilzeit t

Der Wert $c_{L,O_2,0}$ ist die Flüssigphasekonzentration zum Startzeitpunkt $t = 0$ der entsprechenden Blase am Begaser.

Für die Berechnung der Gasphasekonzentration ist aber nicht der zeitliche Verlauf einer Gasblase notwendig, sondern die mittlere Konzentration aller vorliegenden Gasblasen. Da die Gasblasen zu unterschiedlichen Zeitpunkten starten, liegt für jede Gasblase eine andere Startkonzentration $c_{L,O_2,0}$ in der Flüssigkeit vor. Diese Startkonzentration lässt sich ebenfalls

mit dem $k_L a^*$ -Wert nach Gleichung 4-37 berechnen. Als Zeit wird hierbei eine negative Zeit eingesetzt. Diese Zeit entspricht der bisherigen Lebensdauer der Blase. Die Flüssigphasekonzentration zum Startzeitpunkt der Blase wird also aus der gegenwärtigen Flüssigphasekonzentration zurückgerechnet. Die bisherige Lebensdauer der Blase lässt sich leicht aus der Blasengeschwindigkeit v_B und der erreichten Steighöhe h ermitteln:

$$t = \frac{h}{v_B}$$

Gleichung 4-44: Lebensdauer einer Blase

Einsetzen der Startkonzentrationen und Verweilzeiten:

$$\text{Fall 1: } k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \neq 0$$

$$c_{B,O_2} = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2} \cdot \exp(k_L a^* \cdot t)}{\epsilon_G \cdot \left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} \cdot \left(\exp\left(-\frac{k_L a \cdot L_{O_2}}{\epsilon_G} \cdot t \right) - \exp(-k_L a^* \cdot t) \right)$$

$$c_{B,O_2} = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_G \cdot \left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} \cdot \left(\exp\left(\left(k_L a^* - \frac{k_L a \cdot L_{O_2}}{\epsilon_G} \right) \cdot t \right) - 1 \right)$$

$$\text{Fall 2: } k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} = 0$$

$$c_{B,O_2} = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_G} \cdot t = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_G} \cdot \frac{h_B}{v_B}$$

Gleichung 4-45: c_{B,O_2} als Funktion der Aufstiegshöhe

Die Zeit t entspricht hier der bisherigen Verweilzeit der Blase in der Flüssigkeit. Die Zeit ergibt sich als Quotient aus der Höhe h_B der Blase über dem Begaser und der Aufstiegsgeschwindigkeit der Blase v_B . Die Flüssigphasekonzentration c_{L,O_2} entspricht der aktuell gemessenen Konzentration.

In der Abbildung 4-12 ist die so berechnete Gasphasekonzentration im Vergleich zur Flüssigphasekonzentration dargestellt. Die Steighöhe ist in Sekunden angegeben. Auch hier ist zu erkennen, dass Blasen mit langer Verweilzeit eine Sauerstoffquelle darstellen und nicht zur Desorption beitragen.

Um die mittlere Gasphasekonzentration zu erhalten, muss über alle im Dispersionsvolumen enthaltenen Gasblasen gemittelt werden.

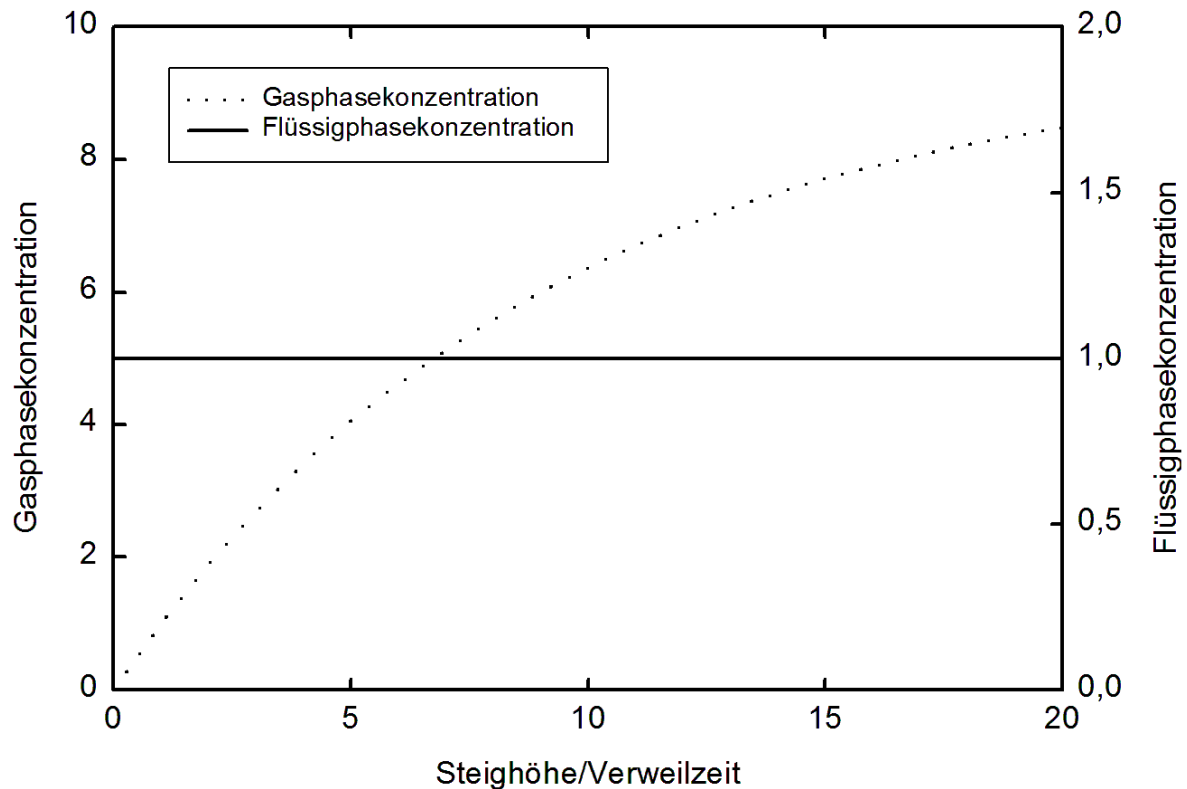


Abbildung 4-12: Axialer Verlauf der Gasphasekonzentration; die Flüssigphase wird als vollständig durchmischt angenommen, es wird eine konstante Aufstiegsgeschwindigkeit angenommen; gleiche Bedingungen wie in Abbildung 4-11

Es ergeben sich für die verschiedenen Randbedingungen wieder zwei Lösungen:

Fall 1: $k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \neq 0$

$$\int_0^{t_v} c_B \cdot dt = \int_0^{t_v} \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_G \cdot \left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} \cdot \left(\exp \left(\left(k_L a^* - \frac{k_L a \cdot L_{O_2}}{\epsilon_G} \right) \cdot t \right) - 1 \right) \cdot dt$$

$$\int_0^{t_v} c_B \cdot dt = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_G \cdot \left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} \cdot \left(\frac{\exp \left(\left(k_L a^* - \frac{k_L a \cdot L_{O_2}}{\epsilon_G} \right) \cdot t_v \right) - 1}{\left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} - t_v \right)$$

$$\bar{c}_{G,O_2} = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2}}{t_v \cdot \epsilon_G \cdot \left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} \cdot \left(\frac{\exp \left(\left(k_L a^* - \frac{k_L a \cdot L_{O_2}}{\epsilon_G} \right) \cdot t_v \right) - 1}{\left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} - t_v \right)$$

$$\text{Fall 2: } k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} = 0$$

$$\int_0^{t_v} c_B \cdot dt = \int_0^{t_v} \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_G} \cdot t \cdot dt$$

$$\int_0^{t_v} c_B \cdot dt = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_G} \cdot \frac{t_v^2}{2}$$

$$\bar{c}_{G,O_2} = \frac{k_L a \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_G} \cdot \frac{t_v}{2}$$

Gleichung 4-46: Mittlere Gasphasekonzentration aus $k_L a^*$

Der Wert \bar{c}_{G,O_2} ist die mittlere Gasphasekonzentration über die gesamte Dispersionshöhe. Die Zeit t_v ist die Verweilzeit des Gases im Dispersionsvolumen. Sie ergibt sich aus der Flüssigkeitshöhe h_L , dem Gasgehalt ϵ_G und der Leerrohrgeschwindigkeit u_G :

$$t_v = \frac{h_L \cdot \epsilon_G}{(1 - \epsilon_G) \cdot u_G}$$

Gleichung 4-47: Verweilzeit der Blasen im Dispersionsvolumen

Diese Gasphasekonzentration kann man nutzen, um die Triebkraft des Stoffübergangs zu berechnen.

$$\frac{dc_{L,O_2}}{dt} = k_L a^* \cdot c_{L,O_2} = \frac{k_L a}{(1 - \epsilon_G)} \cdot (c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,O_2})$$

Gleichung 4-48: Änderung der Flüssigphasekonzentration des Sauerstoffes

Das Einsetzen von \bar{c}_{G,O_2} liefert je nach Randbedingung wieder zwei Lösungen:

$$\text{Fall 1: } k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \neq 0$$

$$k_L a = \frac{k_L a^* \cdot (1 - \epsilon_G)}{1 - L_{O_2} \cdot \frac{k_L a}{t_v \cdot \epsilon_G \cdot \left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} \cdot \left(\frac{\exp \left(\left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right) \cdot t_v \right) - 1}{\left(k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \right)} - t_v \right)}$$

$$\text{Fall 2: } k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} = 0$$

$$k_L a = \frac{k_L a^* \cdot (1 - \epsilon_G)}{1 - L_{O_2} \cdot \frac{k_L a}{\epsilon_G} \cdot \frac{t_v}{2}}$$

Gleichung 4-49: Berechnung der Stoffübergangszahl $k_L a$ aus der Desorptionsrate $k_L a^*$

Bei diesem Schritt kürzt sich c_{L,O_2} aus der Gleichung heraus. Die so erfolgte Korrektur ist also unabhängig von der eigentlichen Sauerstoffkonzentration. Dies kann man sich dadurch veranschaulichen, dass nicht nur die Flüssigphasekonzentration während der Desorption exponentiell abnimmt, sondern auch die mittlere Gasphasekonzentration einer Exponentialkurve folgt. Da Exponentialkurven selbstähnlich sind, d.h. dass sie bei unterschiedlichen Vergrößerungen stets die gleiche Gestalt haben, ist das Verhältnis zwischen Gasphasekonzentration und Flüssigphasekonzentration konstant. Der Fall 1 der Gleichung 4-49 kann nicht nach $k_L a$ aufgelöst werden. Es ist aber möglich, durch eine Iteration zu einer stabilen Lösung zu kommen. Als Startwert für $k_L a$ wird $k_L a^*$ eingesetzt. Nach spätestens 20 Iterationsschritten gelangt man zu einem stabilen Endwert.

Diese Berechnungen gelten nur für homogene Strömungsregimes, bei denen alle Blasen weitgehend die gleiche Größe und Geschwindigkeit haben. Im heterogenen Regime ist es notwendig, die Blasenklassen separat zu behandeln, da unterschiedlich große Blasen unterschiedliche Oberflächen-Volumen-Verhältnisse haben und unterschiedlich schnell aufsteigen.

4.2.4 Berechnung der Gasphasekonzentration des Sauerstoffs im heterogenen Betriebszustand

Es wird von zwei Blasenklassen ausgegangen. Jeder Blasenklasse kann ein mittlerer Durchmesser $d_{B,Klein}$ und $d_{B,Groß}$ zugeordnet werden. Weiterhin sollen die Verweilzeiten $t_{v,Klein}$ und $t_{v,Groß}$ und die Blasenauftstiegsgeschwindigkeiten $v_{B,Klein}$ und $v_{B,Groß}$ bekannt sein. Zunächst wird der Stoffstrom an Sauerstoff, der aus der Flüssigkeit in das Gas übergeht, auf die Großblasen und Kleinblasen aufgeteilt.

$$\frac{dn_{O_2}}{dt} = \left(\frac{dn_{O_2}}{dt} \right)_{Klein} + \left(\frac{dn_{O_2}}{dt} \right)_{Groß}$$

Gleichung 4-50: Aufteilung des Sauerstoffstromes auf Großblasen und Kleinblasen

Das Verhältnis beider Stoffströme zueinander ergibt sich aus verschiedenen Parametern, die aus der Gleichung 4-37 für den Stoffstrom durch die Phasengrenzfläche ersichtlich sind. Der k_L -Wert ändert sich mit der Aufstiegs geschwindigkeit v_B der jeweiligen Blasenklasse [COCKX 1995]:

$$\frac{k_L}{v_B} \cdot Sc^{0,5} = \text{const.}$$

$$Sc = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L}$$

$$\frac{k_L}{v_B} = \text{const.}$$

Gleichung 4-51: Abhängigkeit des k_L -Wertes von der Blasengeschwindigkeit v_B

Die SCHMIDT-Zahl Sc enthält nur stoffspezifische Werte, ist also ebenfalls eine Konstante. Die Blasenaufstiegsgeschwindigkeiten v_B sind als bekannt vorausgesetzt. Dabei handelt es sich um die Slip-Geschwindigkeit, also die Relativgeschwindigkeit zwischen Gas und Flüssigkeit und nicht um die Schwarmgeschwindigkeit, die aus den Entgasungsmessungen ermittelt wurde. Die Slip-Geschwindigkeiten lassen sich aus den Blasendurchmessern nach MENDELSON und MANERI berechnen.

Die Phasengrenzfläche $A_{L,G}$ für jede Blasenklasse ist abhängig von Gasgehalt ϵ_G und mittlerem Blasendurchmesser d_B :

$$a = \frac{A_{L,G}}{V} = \frac{6 \cdot \epsilon_G}{d_B}$$

$$A_{L,G} = \frac{6 \cdot \epsilon_G \cdot V}{d_B}$$

Gleichung 4-52: Phasengrenzfläche einer Blasenklasse

Der Gasgehalt ϵ_G für jede Blasenklasse ist aus den Entgasungsmessungen bekannt. Das Volumen V entspricht dem Dispersionsvolumen und ist für alle Blasenklassen gleich. Der Blasendurchmesser d_B wird als bekannt vorausgesetzt.

Weiterhin ändert sich der Stoffstrom, wenn sich die Gasphasekonzentration c_{G,O_2} ändert. Das Verhältnis der Stoffströme in die Großblasen und in die Kleinblasen berechnet sich also:

$$\frac{\left(\frac{dn_{O_2}}{dt}\right)_{\text{Klein}}}{\left(\frac{dn_{O_2}}{dt}\right)_{\text{Groß}}} = \frac{v_{B,\text{Klein}} \cdot \epsilon_{G,\text{Klein}} \cdot (c_L - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Klein}})}{v_{B,\text{Groß}} \cdot \epsilon_{G,\text{Groß}} \cdot (c_L - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Groß}})} \cdot \frac{d_{S,\text{Groß}}}{d_{S,\text{Klein}}}$$

Gleichung 4-53: Verhältnis der Stoffströme für Großblasen und Kleinblasen im heterogenen Regime

Verknüpft man nun Gleichung 4-50 und Gleichung 4-53 so erhält man für die Stoffmengenströme:

$$\left(\frac{dn_{O_2}}{dt}\right)_{\text{Klein}} = \frac{\left(\frac{dn_{O_2}}{dt}\right)}{1 + \frac{v_{B,\text{Groß}} \cdot \epsilon_{G,\text{Groß}} \cdot (c_L - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Groß}})}{v_{B,\text{Klein}} \cdot \epsilon_{G,\text{Klein}} \cdot (c_L - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Klein}})}} \cdot \frac{d_{S,\text{Klein}}}{d_{S,\text{Groß}}}$$

$$\left(\frac{dn_{O_2}}{dt}\right)_{\text{Groß}} = \frac{\left(\frac{dn_{O_2}}{dt}\right)}{1 + \frac{v_{B,\text{Klein}} \cdot \epsilon_{G,\text{Klein}} \cdot (c_L - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Klein}})}{v_{B,\text{Groß}} \cdot \epsilon_{G,\text{Groß}} \cdot (c_L - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Groß}})}} \cdot \frac{d_{S,\text{Groß}}}{d_{S,\text{Klein}}}$$

Gleichung 4-54: Blasenklassenbezogene Stoffmengenströme

Diese Stoffmengenströme werden nun mit Gleichung 4-38 gleichgesetzt. Die Phasengrenzfläche A wird durch den Term $a \cdot \frac{V_L}{(1 - \epsilon_G)}$ ersetzt. Man erhält für jede Blasenklasse:

$$\begin{aligned} \left(\frac{dn_{O_2}}{dt}\right)_{\text{Klein}} &= \frac{V_L}{1 - \epsilon_G} \cdot k_L a_{\text{Klein}} \cdot (c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Klein}}) \\ &= \frac{V_L \cdot k_L a^* \cdot c_{L,O_2}}{1 + \frac{v_{B,\text{Groß}} \cdot \epsilon_{G,\text{Groß}} \cdot (c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Groß}})}{v_{B,\text{Klein}} \cdot \epsilon_{G,\text{Klein}} \cdot (c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Klein}})}} \cdot \frac{d_{B,\text{Klein}}}{d_{B,\text{Groß}}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \left(\frac{dn_{O_2}}{dt}\right)_{\text{Groß}} &= \frac{V_L}{1 - \epsilon_G} \cdot k_L a_{\text{Groß}} \cdot (c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Groß}}) \\ &= \frac{V_L \cdot k_L a^* \cdot c_{L,O_2}}{1 + \frac{v_{B,\text{Klein}} \cdot \epsilon_{G,\text{Klein}} \cdot (c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Klein}})}{v_{B,\text{Groß}} \cdot \epsilon_{G,\text{Groß}} \cdot (c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Groß}})}} \cdot \frac{d_{B,\text{Groß}}}{d_{B,\text{Klein}}} \end{aligned}$$

Gleichung 4-55: Stoffmengenströme der Blasenklassen

Diese Gleichungen werden nach $k_L a_{\text{Klein}}$ bzw. $k_L a_{\text{Groß}}$ aufgelöst:

$$k_L a_{\text{Klein}} = \frac{(1 - \epsilon_G) \cdot k_L a^* \cdot c_{L,O_2}}{(c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Klein}}) + \frac{v_{B,\text{Groß}} \cdot \epsilon_{G,\text{Groß}} \cdot (c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Groß}})}{v_{B,\text{Klein}} \cdot \epsilon_{G,\text{Klein}}}} \cdot \frac{d_{B,\text{Klein}}}{d_{B,\text{Groß}}}$$

$$k_L a_{\text{Groß}} = \frac{(1 - \epsilon_G) \cdot k_L a^* \cdot c_{L,O_2}}{(c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Groß}}) + \frac{v_{B,\text{Klein}} \cdot \epsilon_{G,\text{Klein}} \cdot (c_{L,O_2} - L_{O_2} \cdot \bar{c}_{G,\text{Klein}})}{v_{B,\text{Groß}} \cdot \epsilon_{G,\text{Groß}}}} \cdot \frac{d_{B,\text{Groß}}}{d_{B,\text{Klein}}}$$

Gleichung 4-56: Blasenklassenbezogene Stoffübergangszahlen

Die globale Stoffübergangszahl ist die Summe dieser beiden einzelnen Stoffübergangszahlen.

$$k_L a = k_L a_{\text{Klein}} + k_L a_{\text{Groß}}$$

Gleichung 4-57: $k_L a$ als Summe der blasenklassenbezogene Stoffübergangszahl

Für die mittleren Gasphasekonzentrationen $\bar{c}_{G,\text{Groß}}$ und $\bar{c}_{G,\text{Klein}}$ wird Gleichung 4-58 eingesetzt, die sich für die einzelnen Blasenklassen aus Gleichung 4-46 ergibt. Dabei kürzt sich die Flüssigphasekonzentration c_{L,O_2} heraus. Das Ergebnis ist also unabhängig von der Sauerstoffkonzentration. Durch Iteration von Gleichung 4-58 und Gleichung 4-56 erhält man nach spätestens 30 Iterationen konstante Werte.

Für die Berechnung ist die Kenntnis der Blasengeschwindigkeiten und Blasendurchmesser nötig. Für die Blasendurchmesser wurden bereits Berechnungsvorschriften im Kapitel „Korrelationen“ vorgestellt. Die Slip-Geschwindigkeiten ergeben sich aus den Blasendurchmessern nach MENDELSON und MANERI. Die Verweilzeiten erhält man aus den scheinbaren Aufstiegsgeschwindigkeiten der jeweiligen Blasenklasse.

Fall 1: $k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} \neq 0$

$$\bar{c}_{G,\text{Groß}} = \frac{k_L a_{\text{Groß}} \cdot c_{L,O_2}}{t_{V,\text{Groß}} \cdot \epsilon_{G,\text{Groß}} \cdot \left(k_L a^* - k_L a_{\text{Groß}} \frac{L_{O_2}}{\epsilon_{G,\text{Groß}}} \right)} \cdot \left(\frac{\exp \left(\left(k_L a^* - \frac{k_L a_{\text{Groß}} \cdot L_{O_2}}{\epsilon_{G,\text{Groß}}} \right) \cdot t_{V,\text{Groß}} \right) - 1}{\left(k_L a^* - \frac{k_L a_{\text{Groß}} \cdot L_{O_2}}{\epsilon_{G,\text{Groß}}} \right)} - t_{V,\text{Groß}} \right)$$

$$\bar{c}_{G,\text{Klein}} = \frac{k_L a_{\text{Klein}} \cdot c_{L,O_2}}{t_{V,\text{Klein}} \cdot \epsilon_{G,\text{Klein}} \cdot \left(k_L a^* - k_L a_{\text{Klein}} \frac{L_{O_2}}{\epsilon_{G,\text{Klein}}} \right)} \cdot \left(\frac{\exp \left(\left(k_L a^* - k_L a_{\text{Klein}} \frac{L_{O_2}}{\epsilon_{G,\text{Klein}}} \right) \cdot t_{V,\text{Klein}} \right) - 1}{\left(k_L a^* - k_L a_{\text{Klein}} \frac{L_{O_2}}{\epsilon_{G,\text{Klein}}} \right)} - t_{V,\text{Klein}} \right)$$

Fall 2: $k_L a^* - k_L a \frac{L_{O_2}}{\epsilon_G} = 0$

$$\bar{c}_{G,\text{Groß}} = \frac{k_L a_{\text{Groß}} \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_{G,\text{Groß}}} \cdot \frac{t_{V,\text{Groß}}}{2}$$

$$\bar{c}_{G,\text{Klein}} = \frac{k_L a_{\text{Klein}} \cdot c_{L,O_2}}{\epsilon_{G,\text{Klein}}} \cdot \frac{t_{V,\text{Klein}}}{2}$$

Gleichung 4-58: Mittlere Gasphasekonzentrationen der Blasenklassen im heterogenen Betriebszustand

Mit diesen Gleichungen können nun Messungen miteinander verglichen werden, bei denen mit unterschiedlichen Füllhöhen gearbeitet wurde. Im Kapitel „Ergebnisse“ sind die Ergebnisse von Desorptionsmessungen mit unterschiedlichen Füllhöhen dargestellt.

Zur Ermittlung des $k_L a$ -Wertes wird unter Vernachlässigung der Gasphasekonzentration die Desorptionsrate $k_L a^*$ mit dem Gasgehalt verknüpft. Die Desorptionsrate $k_L a^*$ entspricht in diesem Fall dem flüssigkeitsbezogenen Stoffübergangszahl $k_L a'$:

$$k_L a = k_L a^* \cdot (1 - \varepsilon_G)$$

Gleichung 4-59: „Klassische“ Berechnung der Stoffübergangszahl aus der Desorptionsrate

Die so berechneten Stoffübergangszahlen sind stets kleiner als die Desorptionsraten $k_L a^*$. In Abbildung 4-13 sind die gemessenen $k_L a^*$ -Werte und die daraus ermittelten Stoffübergangszahlen für eine ausgewählte Messreihe vergleichend aufgetragen.

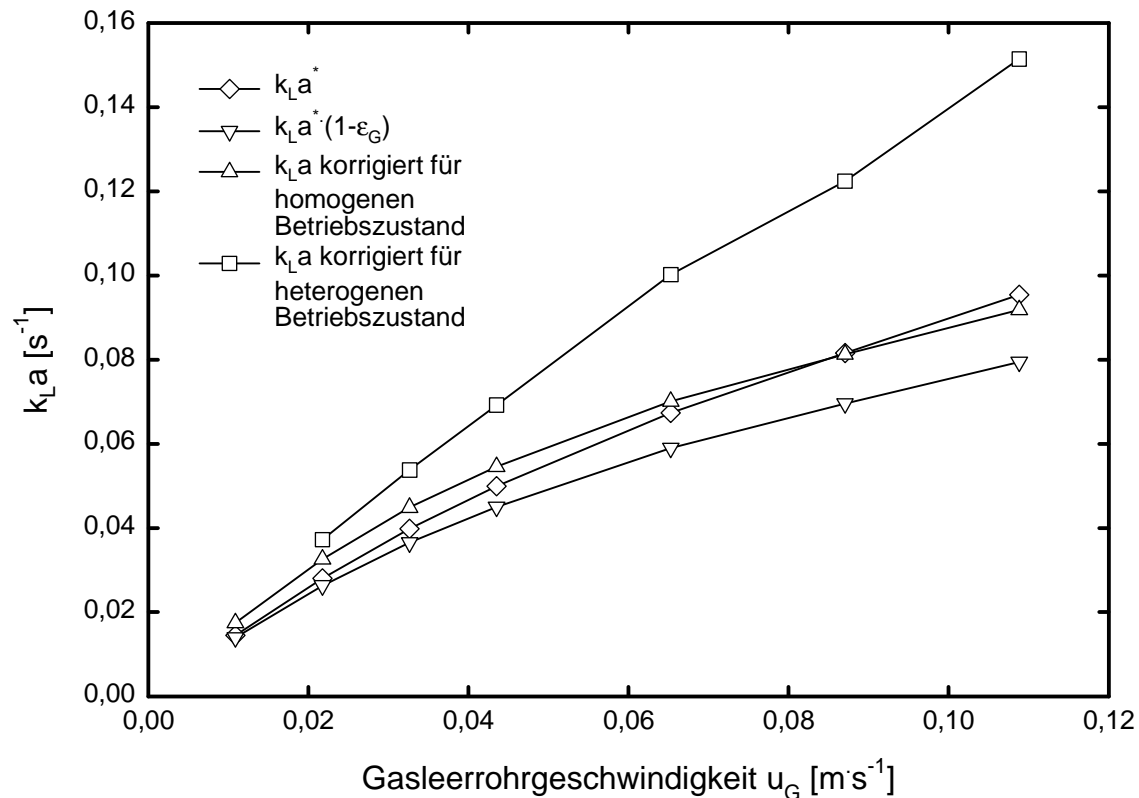


Abbildung 4-13: Vergleich der verschiedenen Stoffübergangswerte für 1-Butanol bei 1 bar N_2 und 20 °C und 135 cm Füllstand

Die nach Gleichung 4-59 berechnete Stoffübergangszahl ist erwartungsgemäß die am niedrigsten liegende Kurve. Es wird davon ausgegangen, dass die Gasphase praktisch keinen Sauerstoff enthält. Die Konzentrationsdifferenz als treibende Kraft des Stoffüberganges zwischen den Phasen ist maximal. Der so berechnete $k_L a$ -Wert liegt beim theoretischen Minimum für die jeweilige Messung.

Die $k_L a$ -Werte, die sich aus der Korrektur für den homogenen Betriebszustand ergeben, sind höher. In diesem Fall wurde angenommen, dass sich die Gasphase beim Aufstieg signifikant mit Sauerstoff anreichert, so dass die Konzentrationsdifferenz zwischen den Phasen entsprechend kleiner wird. Aus den gleichen Desorptionsraten ergeben sich dadurch höhere $k_L a$ -Werte. Die Unterschiede der Stoffübergangszahlen liegen beim angeführten Beispiel zwischen 10 und 20 %.

Berechnet man die Korrektur des $k_L a$ -Wertes für den heterogenen Betriebszustand, so erhält man noch höhere Werte für die Stoffübergangszahl. Die Ergebnisse betragen teilweise das Doppelte der „klassisch“ ermittelten $k_L a$ -Werte.

In Abbildung 4-14 sind die „klassisch“ ermittelten $k_L a$ -Werte für zwei verschiedene Füllhöhen mit denen mit der Korrektur für den homogenen Fall gewonnenen $k_L a$ -Werte verglichen. Die homogen korrigierten Werte liegen höher, als die klassisch ermittelten $k_L a$ -Werte. Bei niedrigen Gasgeschwindigkeiten $u_G < 0,04 \text{ m·s}^{-1}$ liegen die nach der neuen

Methode ermittelten Kurven genau übereinander. Die Korrekturmethode ist also in der Lage, den Einfluss der Füllhöhe auf den Stoffübergang bei homogener Blasenströmung genau zu beschreiben.

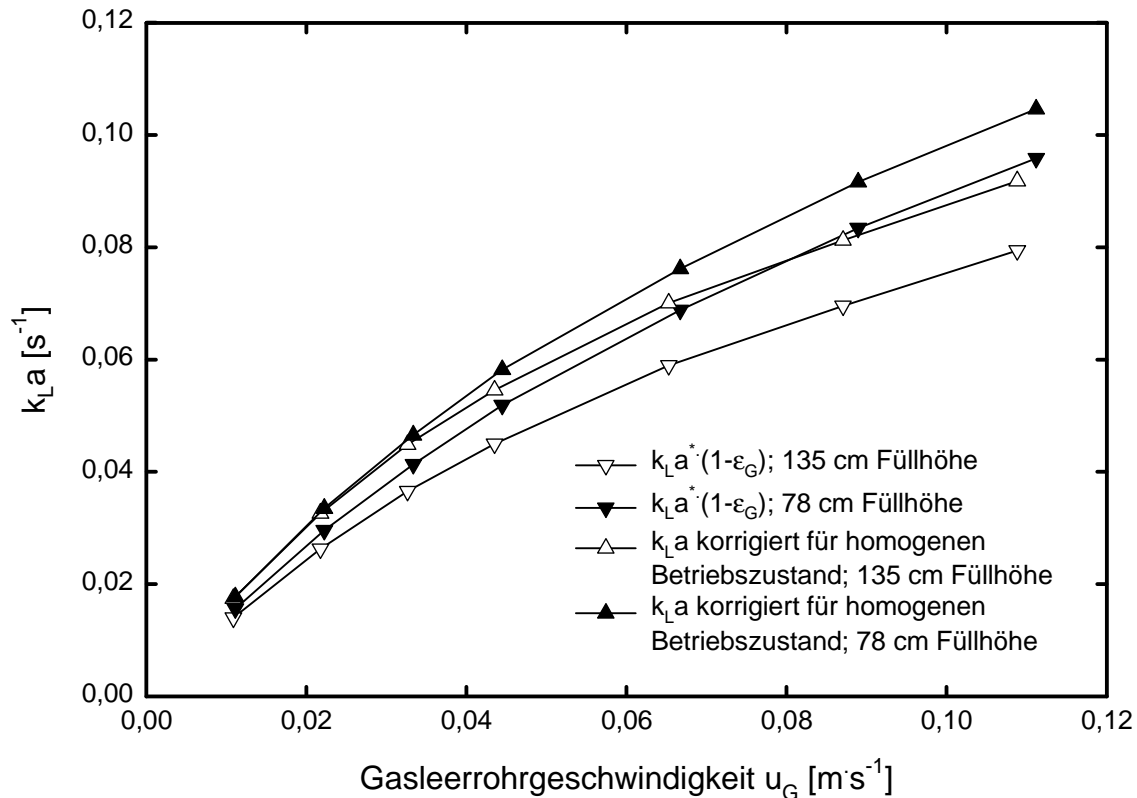


Abbildung 4-14: Vergleich der herkömmlichen Methode zur Berechnung von $k_L a$ mit der Korrektur für den homogenen Betriebszustand für verschiedenen Füllhöhen in 1-Butanol

In Abbildung 4-15 sind die korrigierten $k_L a$ -Werte für den homogenen und heterogenen Betriebszustand aufgetragen. Die Kurven für den heterogenen Betriebszustand verlaufen zwar parallel, liegen aber nicht wie erwartet übereinander. Für diese Abweichung gibt es zwei mögliche Ursachen:

Zum Ersten sind für die Korrektur im heterogenen Betriebszustand die Kenntnis über die Blasendurchmesser, die Slipgeschwindigkeiten, die Verweilzeiten und die Anteile der Blasenklassen am Gesamtgasgehalt nötig. Die Blasenklassengehalte und die Verweilzeiten sind aus den Entgasungsmessungen zugänglich. Diese Werte sind relativ genau bekannt. Die Blasendurchmesser und die Slipgeschwindigkeiten hingegen können nur geschätzt werden. Durch die Nutzung dieser acht fehlerbehafteten Größen ergibt sich natürlich eine größere Fehlerbreite bei den berechneten Stoffübergangszahlen.

Zum zweiten ist der Anteil der Begaserzone bei niedrigem Füllstand am gesamten Dispersionsvolumen höher. In der Begaserzone liegt in der Regel ein niedrigerer Gasgehalt vor (siehe Kapitel „Ergebnisse“). Ein geänderter Gesamtgasgehalt hat Einfluss auf die Stoffübergangszahl. Außerdem benötigen die Großblasen einige Zeit, um sich aus den Kleinblasen zusammenzuschließen. Bei niedrigen Füllhöhen kann es also vorkommen, dass die Großblasen ihre endgültige Größe nicht erreichen und somit einen anderen Anteil an der Phasengrenzfläche haben.

Die Korrektur für den heterogenen Betriebszustand ist durch die Vielzahl der Einflussgrößen sehr fehleranfällig. Für die Korrektur des homogenen Betriebszustandes ist nur die Kenntnis des Gasgehaltes und der Füllhöhe notwendig. Sie ist darum weniger fehleranfällig.

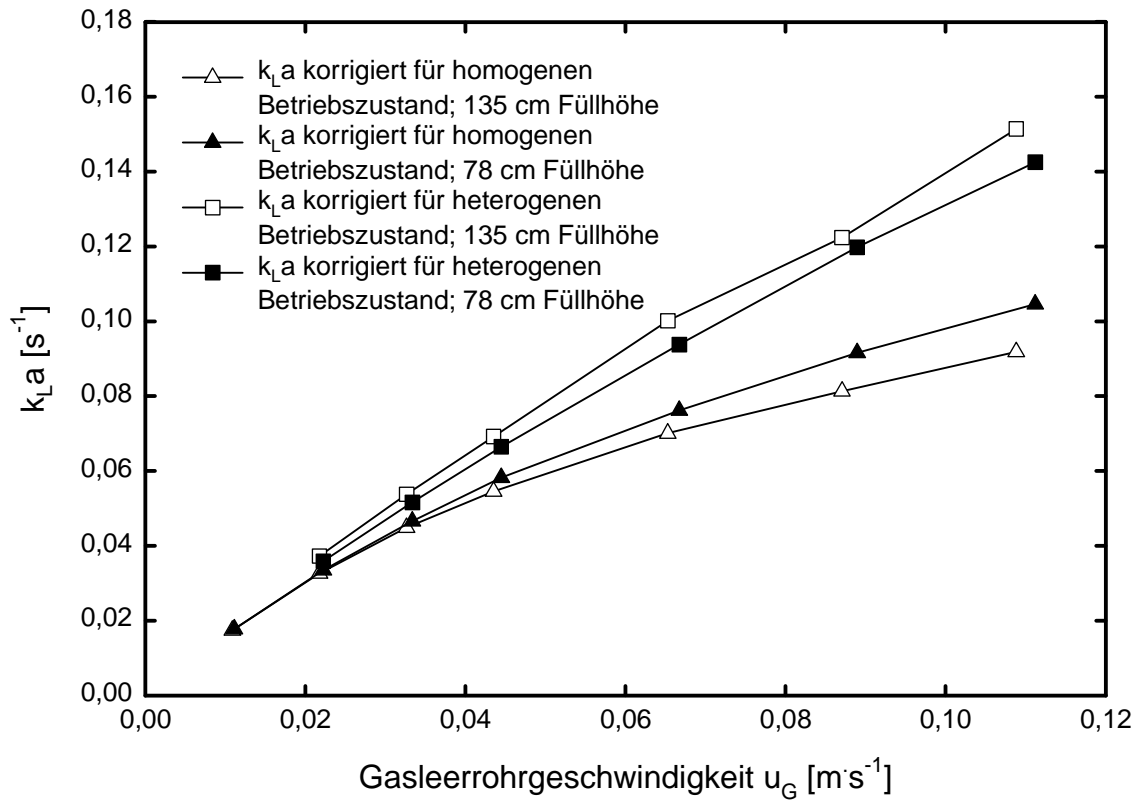


Abbildung 4-15: Vergleich der Korrektur für den homogenen und heterogenen Betriebszustand mit zwei verschiedenen Füllhöhen von 1-Butanol

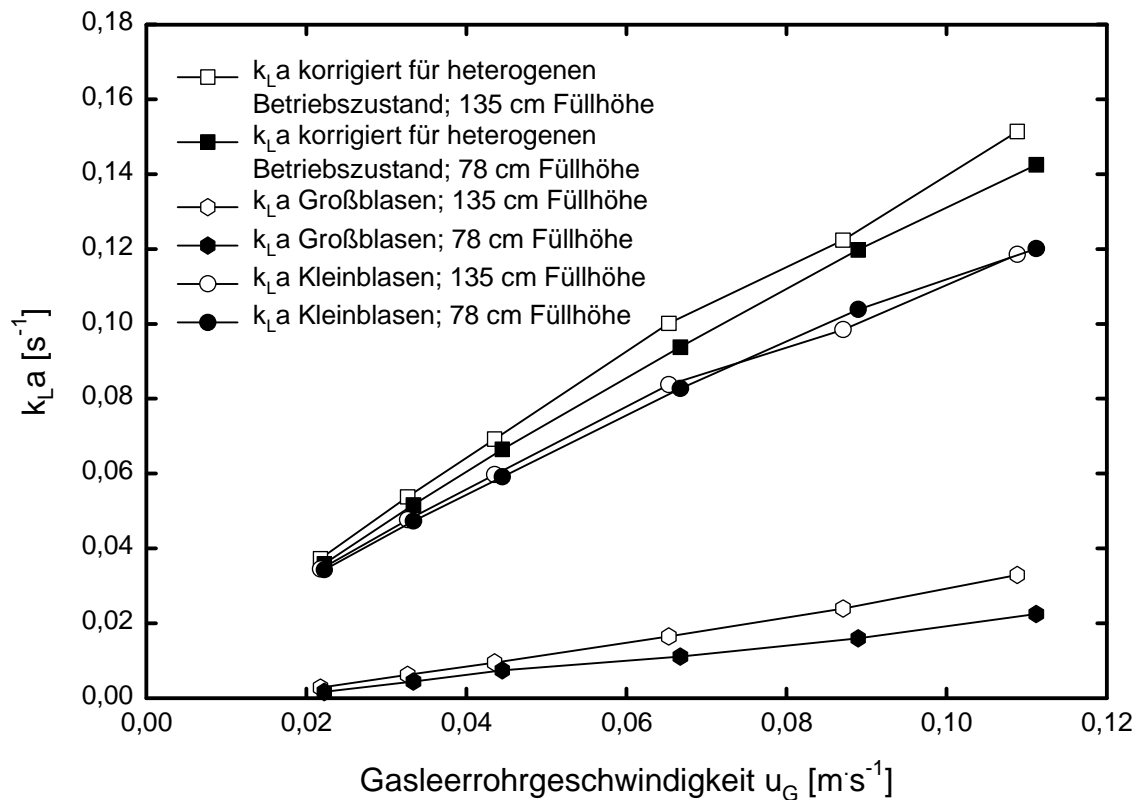


Abbildung 4-16: Aufteilung des Stoffstromes auf die einzelnen Blasenklassen in 1-Butanol

In Abbildung 4-16 sind die Stoffübergangszahlen für den heterogenen Fall für die beiden Blasenklassen getrennt aufgetragen. Für die Berechnung unterscheidet man zwei Gasströme, die durch die Flüssigkeit aufsteigen:

Die Kleinblasen haben ein hohes Oberfläche-Volumen-Verhältnis. Sie steigen langsam auf und sie stellen in der Regel den kleineren Teil des Gesamtgasstromes dar. Durch ihre große Oberfläche tragen die Kleinblasen den Hauptteil des Stoffüberganges.

Die Großblasen haben ein niedriges Oberfläche-Volumen-Verhältnis. Sie steigen schnell auf und stellen den Hauptteil des Gesamtgasstromes dar. Durch ihre kleine Oberfläche und ihre kurze Verweilzeit in der Flüssigkeit nehmen sie nur sehr wenig Sauerstoff auf und tragen nur zum geringen Teil zum Stoffübergang bei.

Dies zeigt, dass Großblasen für einen effektiven Stoffaustausch in der Blasensäule kontraproduktiv sind: Sie erzeugen nur wenig Phasengrenzfläche und transportieren einen großen Teil des Gases schnell durch die Flüssigkeit. Dieses Gas nimmt dabei kaum am Stoffaustausch teil.

Führt man die Korrekturen für den homogenen und heterogenen Betriebszustand für die gemessenen k_{La} -Werte durch, so zeigt sich dass die heterogen korrigierten Stoffübergangszahlen oft sehr große Werte annehmen bzw. sich erst gar nicht berechnen lassen. (siehe Abbildung 4-17) Diese Werte sind offensichtlich falsch. Der Grund für diesen Fehler liegt in der Annahme, dass die einzelnen Blasenklassen unabhängig voneinander aufsteigen und kein Stoffaustausch zwischen den Blasenklassen stattfindet.

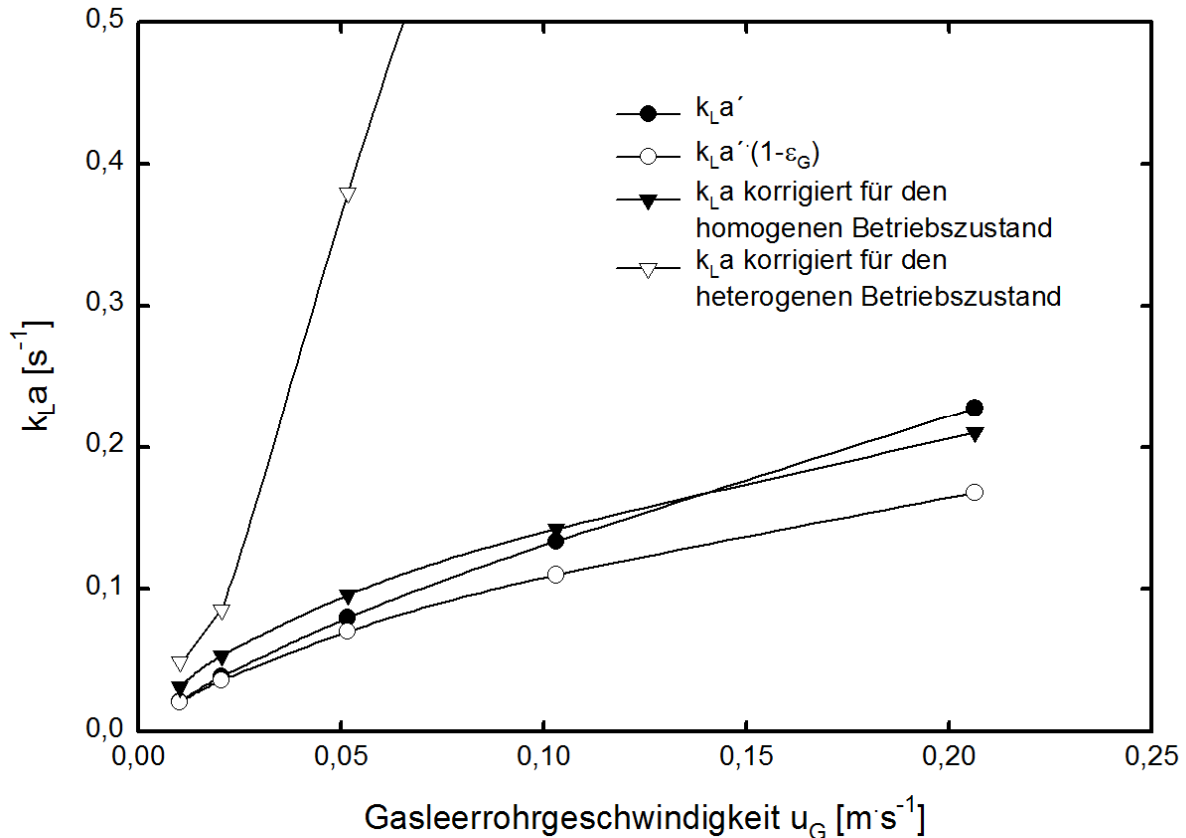


Abbildung 4-17: Die verschiedenen Stoffübergangszahlen in Ethanol bei 1 bar N₂ und 20 °C

Realistischer ist dagegen die Annahme, dass die Großblasen bei ihrem Aufstieg mit Kleinblasen koaleszieren, wodurch sich die Sauerstoffkonzentration in der Großblase erhöht. Hat die Großblasen ihre Maximalgröße erreicht, werden von ihr ständig kleinere Blasen abgespalten. Diese abgespaltenen Blasen haben eine geringere Sauerstoffkonzentration, als die umgebenden Kleinblasen. Dadurch wird die mittlere Sauerstoffkonzentration der Kleinblasen verringert.

Dieser Stoffstrom zwischen den Blasenklassen wird von dem Modell zur Korrektur des k_{La} -Wertes im heterogenen Betriebszustand nicht erfasst. Tatsächlich entspricht die Korrektur im homogenen Betriebszustand einer vollständigen Vermischung der beiden Blasenklassen. Es empfiehlt sich also, die einfachere Variante der Korrektur zu verwenden. Allerdings gibt es auch bei diesen Ergebnissen Probleme: Die Konzentration der Gasphase beim Verlassen des Dispersionsvolumens liegt zum Teil über der Gleichgewichtskonzentration der Flüssigkeit. Die Gasblasen sind in diesen Fällen keine Sauerstoffsinken, sondern Sauerstoffquellen (siehe Diskussion zu Abbildung 4-11). In diesem Bereich sind die Ergebnisse der Korrektur sehr sensibel gegen kleine Abweichungen der Eingangsdaten, wie z. B. des Füllstandes, des Gasgehaltes und der gemessenen Desorptionsrate k_{La}^* .

Zur Abschätzung der Wirksamkeit und Genauigkeit der k_{La} -Korrektur kann die STANTON-Zahl herangezogen werden:

$$St = \frac{k_{La} \cdot V_{Disp}}{\dot{V}_G}$$

Gleichung 4-60: STANTON-Zahl

Der k_{La} -Wert ist ein Maß für die Konzentrationsabnahme in der Flüssigphase. Er ist umgekehrt proportional der Halbwertszeit des Sauerstoffes in der flüssigen Phase während der Desorption. Der Term V_{Disp} / \dot{V}_G entspricht der mittleren Verweilzeit t_v der Gasblasen in der Flüssigkeit. Eine niedrige STANTON-Zahl bedeutet eine geringe Belastung der Blasen mit Sauerstoff. Die Sauerstoffkonzentration der entweichenden Blasen ist noch weit von der Sättigungskonzentration entfernt. Eine hohe STANTON-Zahl bedeutet, dass die Gasphase viel Sauerstoff aufnimmt. Die entweichenden Gasblasen sind mit Sauerstoff gesättigt. Allerdings reicht die STANTON-Zahl zur Abschätzung nicht aus. Ein weiterer Parameter ist das Kapazitätsverhältnis $K_{L/G}$ der Gas-Flüssig-Dispersion:

$$K_{L/G} = \frac{L_{O_2} \cdot (1 - \epsilon_G)}{\epsilon_G}$$

Gleichung 4-61: Kapazitätsverhältnis der fluiden Phasen

Das Kapazitätsverhältnis vergleicht die Sauerstoffaufnahmekapazität der Flüssigphase mit der Gasphase. Ein Kapazitätsverhältnis von $K_{L/G} = 1$ bedeutet, dass im Gleichgewicht in Gasphase und Flüssigphase die gleiche Sauerstoffmenge n_{O_2} vorhanden ist. Ein niedriges Kapazitätsverhältnis besagt, dass die Gasphase viel Sauerstoff aus der Flüssigphase aufnehmen kann. In diesem Fall wird die Gasphase die Sättigungskonzentration nicht erreichen. Ein hohes Kapazitätsverhältnis steht für ein geringes Aufnahmevermögen der Gasphase. In diesem Fall wird der Gasstrom gesättigt aus der Flüssigkeit entweichen. Verknüpft man beide Kennzahlen miteinander, so erhält man einen zuverlässigen Indikator für die Einschätzung der Messung:

$$St^* = St \cdot (K_{L/G} + 1)$$

Gleichung 4-62: modifizierte STANTON-Zahl

Dieser Indikator ist eine modifizierte STANTON-Zahl St^* . In Abbildung 4-18 ist die relative Gasaustrittskonzentration ~~nach Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.~~ als Funktion der modifizierten STANTON-Zahl aufgetragen. Die relative Gasaustrittskonzentration ergibt sich aus der gemessenen Sauerstoffkonzentration in der Flüssigkeit und der sich aus der Bilanz ergebenden Sauerstoffkonzentration in der Gasphase beim Verlassen der Flüssigkeit nach Gleichung 4-45. Dabei wird für h_B die Dispersionshöhe eingesetzt. Im Diagramm ergibt sich ein enger Zusammenhang:

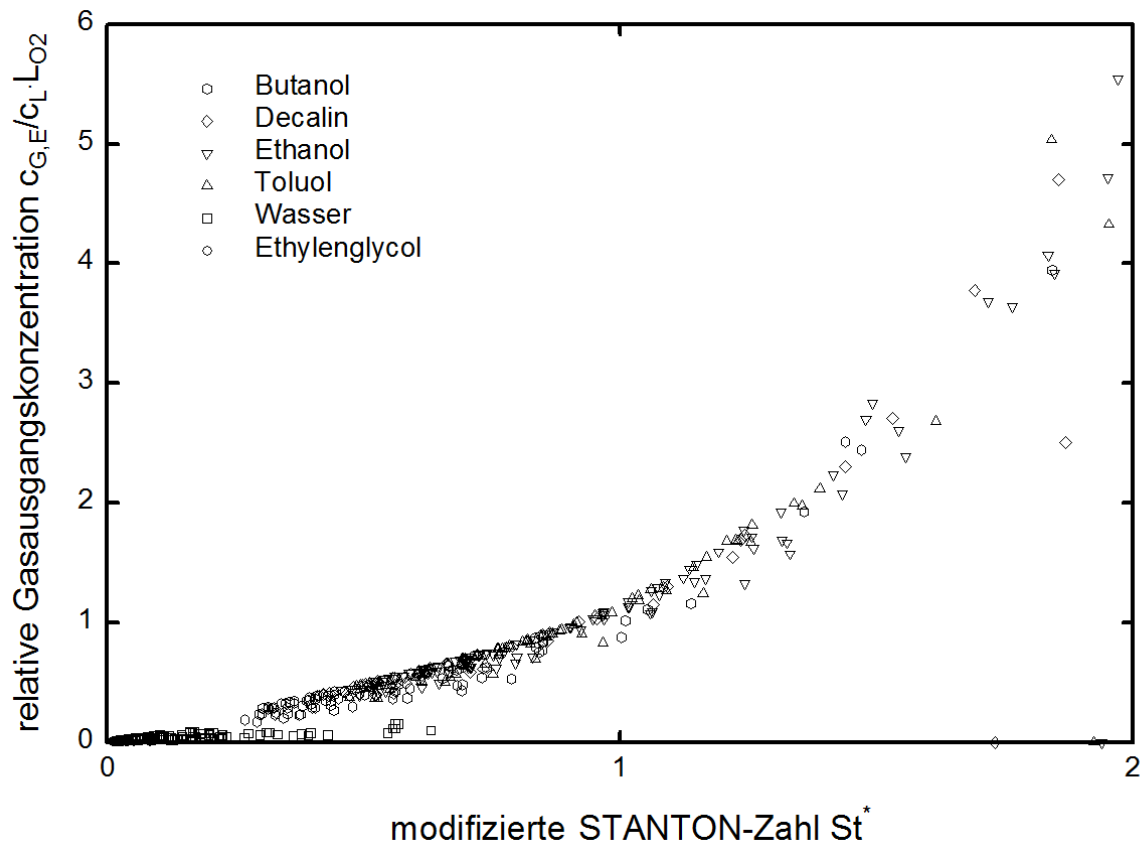


Abbildung 4-18: Die relative Gasaustrittskonzentration als eine Funktion der modifizierten STANTON-Zahl

Wird die modifizierte STANTON-Zahl $St^* > 1$, dann ist die relative Gasausgangskonzentration ebenfalls größer als 1. Der Gasstrom ist beim Verlassen der Flüssigkeit gesättigt. Ab einer STANTON-Zahl von $St^* > 1,1$ wird die iterative Korrektur unzuverlässig. Unterhalb von $St^* < 0,2$ ist die Gasphase so weit ungesättigt, dass eine iterative Korrektur unnötig ist.

5 Ergebnisse

5.1 Entgasungsmessungen

Die Entgasungsmessungen liefern Informationen über den Gesamtgasgehalt, den Gasgehalt der einzelnen Blasenklassen sowie über die Aufstiegsgeschwindigkeit der Blasen.

5.1.1 Gasgehalte

Die Gesamtgasgehalte nehmen mit steigender Gasleerrohrgeschwindigkeit u_G und steigender Gasdichte ρ_G zu (siehe Abbildung 5-1). Dies entspricht den Erwartungen, die sich aus vielen früheren Veröffentlichungen ergeben. In halblogarithmischer Auftragung ergibt sich keine Gerade, sondern eine nach oben gebogene Kurve. Die Abhängigkeit des Gasgehaltes von der Gasdichte lässt sich demnach nicht problemlos mit einem einfachen Potenzansatz beschreiben. Ähnliches gilt auch für die Abhängigkeit des Gasgehaltes von der Leerrohrgeschwindigkeit: Der Einfluss der Gasleerrohrgeschwindigkeit nimmt mit steigender Gasgeschwindigkeit ab.

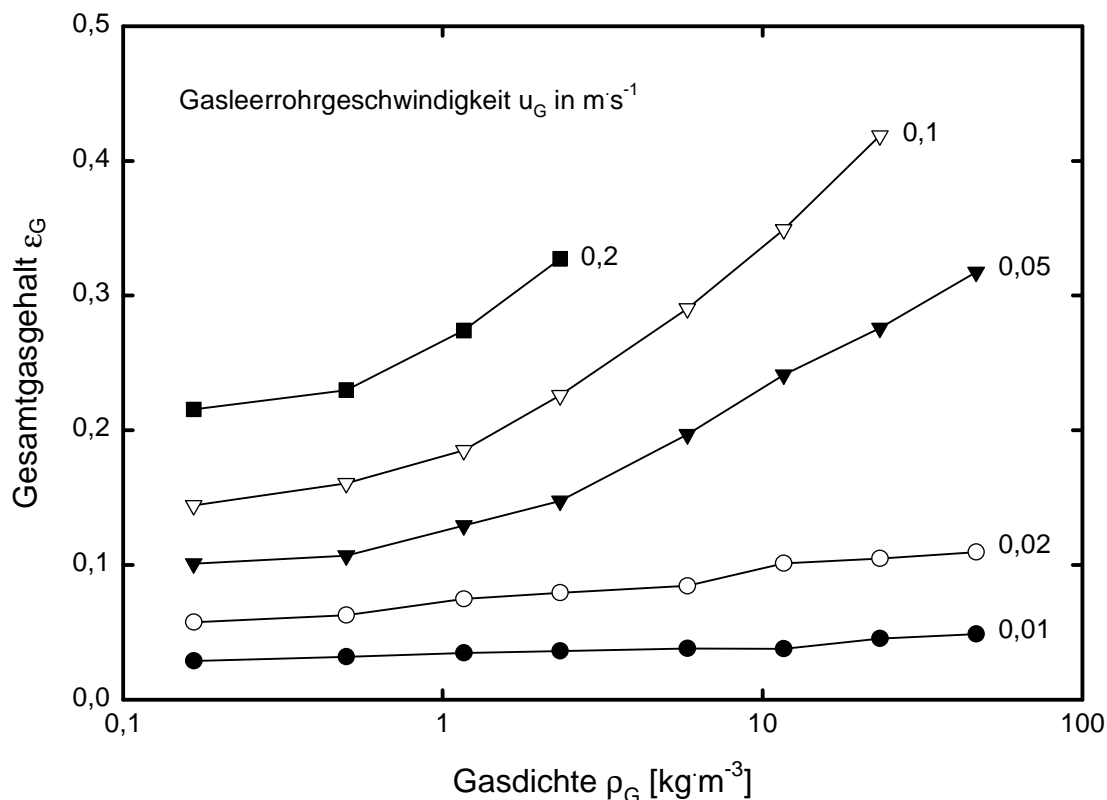


Abbildung 5-1: Gasgehalte in Toluol

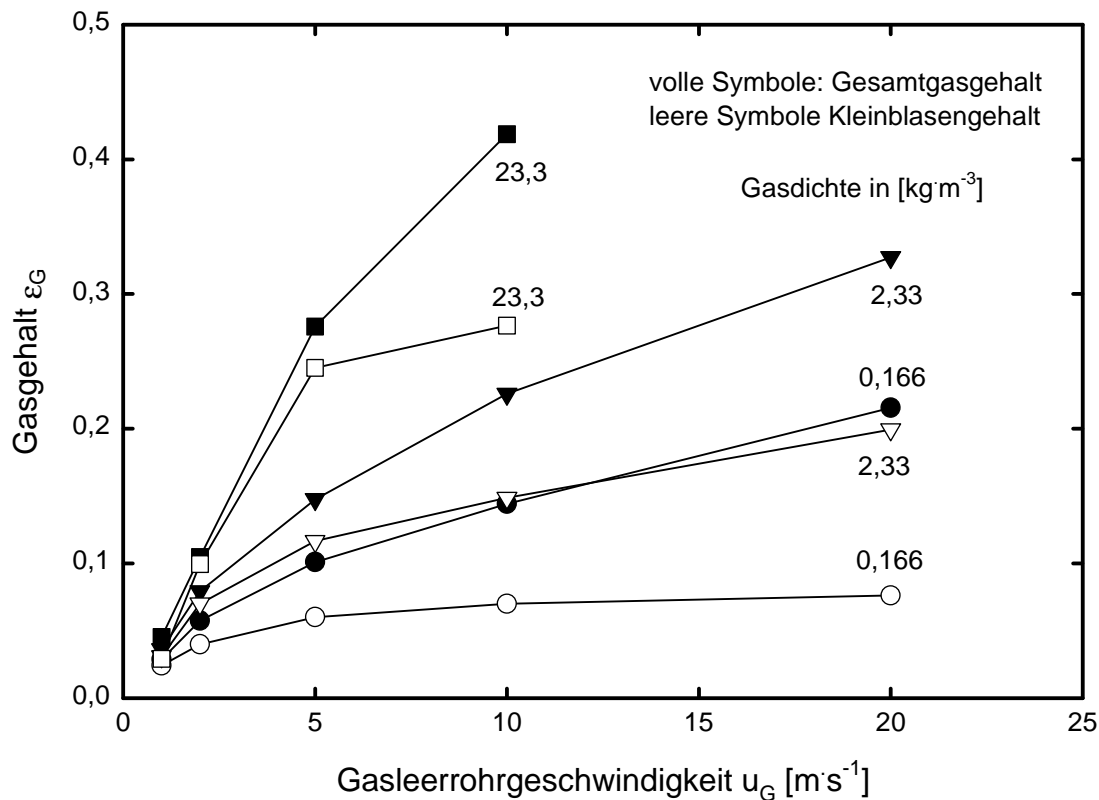


Abbildung 5-2: Gasstruktur in Toluol; der Abstand zwischen Gesamtgasgehalt und Kleinblasengehalt entspricht dem Großblasengehalt

Die globale Größe Gasgehalt lässt sich in der Regel in Großblasengehalt und Kleinblasengehalt aufteilen. In Abbildung 5-2 ist der Kleinblasengehalt mit dem Gesamtgasgehalt für drei verschiedene Gasdichten aufgetragen. Bei sehr kleinen Gasleerrohrgeschwindigkeiten wird der gesamte Gasgehalt durch Kleinblasen repräsentiert. Erst ab einer bestimmten Grenzgaskgeschwindigkeit $u_{G,t}$ („transition gas velocity“ – Übergangsgaskgeschwindigkeit: Übergang zwischen homogenem und heterogenem Strömungsregime), treten Großblasen auf. Die Grenzgaskgeschwindigkeit steigt mit zunehmender Gasdichte an. In der Abbildung ist gut zu erkennen, dass bei einer Gasdichte von $\rho_G = 0,166 \text{ kg·m}^{-3}$ schon bei $u_G = 2 \text{ cm·s}^{-1}$ ein deutlicher Anteil Großblasen vorhanden ist, während bei $\rho_G = 23,3 \text{ kg·m}^{-3}$ noch bei $u_G = 5 \text{ cm·s}^{-1}$ fast nur Kleinblasen vorliegen. Dabei ist bemerkenswert, dass der Kleinblasengehalt mit der Gaskgeschwindigkeit steigt, auch wenn die Grenzgaskgeschwindigkeit schon überschritten ist.

In Abbildung 5-3 ist der Großblasengehalt in Abhängigkeit von der Gasdichte aufgetragen. Die Gasdichte hat keinen starken Einfluss auf den Großblasengehalt. Der Großblasengehalt scheint mit steigender Gasdichte sogar leicht abzunehmen. Dies bedeutet, dass der ansteigende Gasgehalt in Abbildung 5-1 allein auf den zunehmenden Kleinblasengehalt zurückzuführen ist.

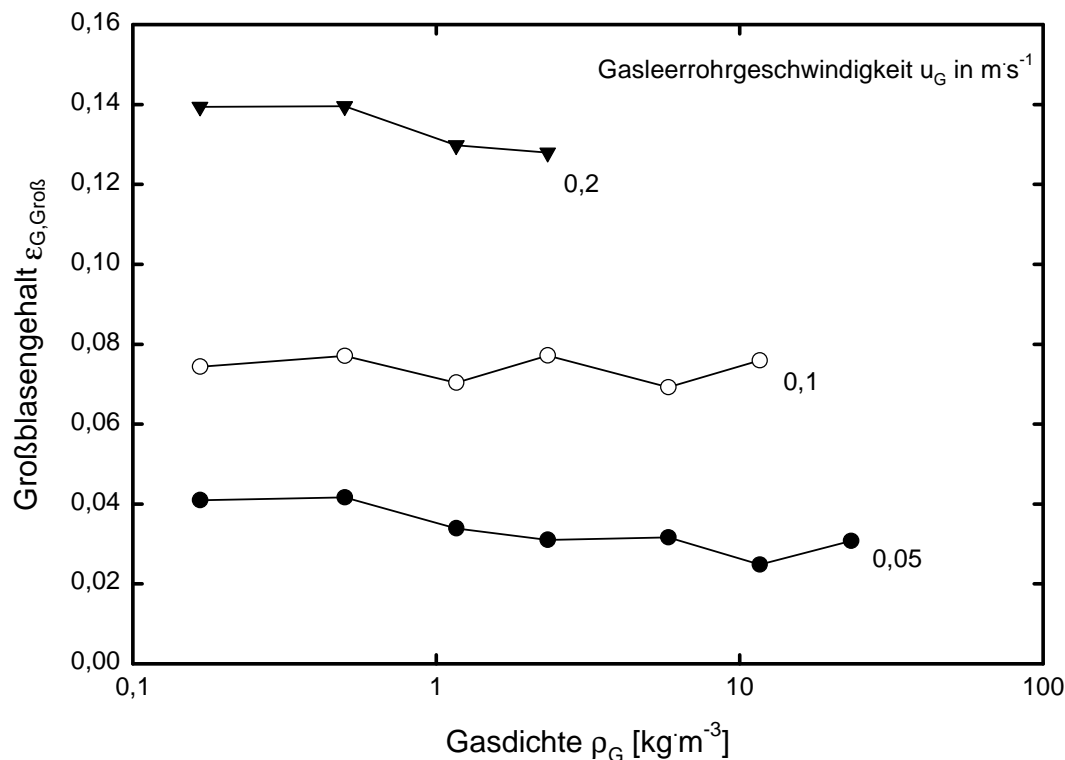


Abbildung 5-3: Großblasengehalt in Toluol

5.1.2 Blasenauftstiegsgeschwindigkeiten

Ebenfalls ermittelt wurden die Blasenauftstiegsgeschwindigkeiten v_B . Die gemessenen Kleinblasengeschwindigkeiten haben alle die gleiche Größenordnung (siehe Abbildung 5-4) und liegen bei $v_B \sim 0,2 \text{ m·s}^{-1}$. Es ist aber zu sehen, dass die Kleinblasengeschwindigkeit mit steigender Gasdichte und steigender Gasleerrohrgeschwindigkeit abnimmt. Dies ist ein Indiz dafür, dass der Kleinblasendurchmesser sich mit diesen Parametern ebenfalls ändert. Es kann also nicht von einer konstanten Kleinblasengröße ausgegangen werden. Ebenfalls ist zu bedenken, dass es sich hier nicht um die Aufstiegsgeschwindigkeiten von Einzelblasen handelt, sondern um die sogenannten Schwarmgeschwindigkeiten $v_{B,swarm}$. Im Schwarm steigen Kleinblasen in der Regel langsamer auf, als Einzelblasen. Die Einzelblasengeschwindigkeit wird höher sein als die gemessenen Werte.

In Abbildung 5-5 sind die gemessenen Großblasengeschwindigkeiten aufgetragen. Zunächst ist zu sehen, dass die Großblasengeschwindigkeit mit steigender Leerrohrgeschwindigkeit zunimmt. Dies könnte bedeuten, dass die Großblasen mit steigender Gasgeschwindigkeit größer werden und dementsprechend schneller aufsteigen.

Die Gasdichteabhängigkeit der Großblasengeschwindigkeit lässt sich grob in zwei Abschnitte einteilen: Bei kleinen Gasdichten für $\rho_G < 2 \text{ kg·m}^{-3}$ gibt es keinen Zusammenhang. Die Großblasen steigen bei verschiedenen Gasdichten gleich schnell auf. Bei hohen Gasdichten nimmt die Großblasengeschwindigkeit mit steigender Gasdichte ab. Dies lässt auf einen abnehmenden Durchmesser der Großblasen schließen. Extrapoliert man diesen Effekt auf noch höhere Gasdichten, so erreichen die Großblasen die Größe der Kleinblasen und sind von ihnen nicht mehr zu unterscheiden. Ab einer gewissen Gasdichte arbeitet die Blasensäule demnach nicht mehr im heterogenen Regime.

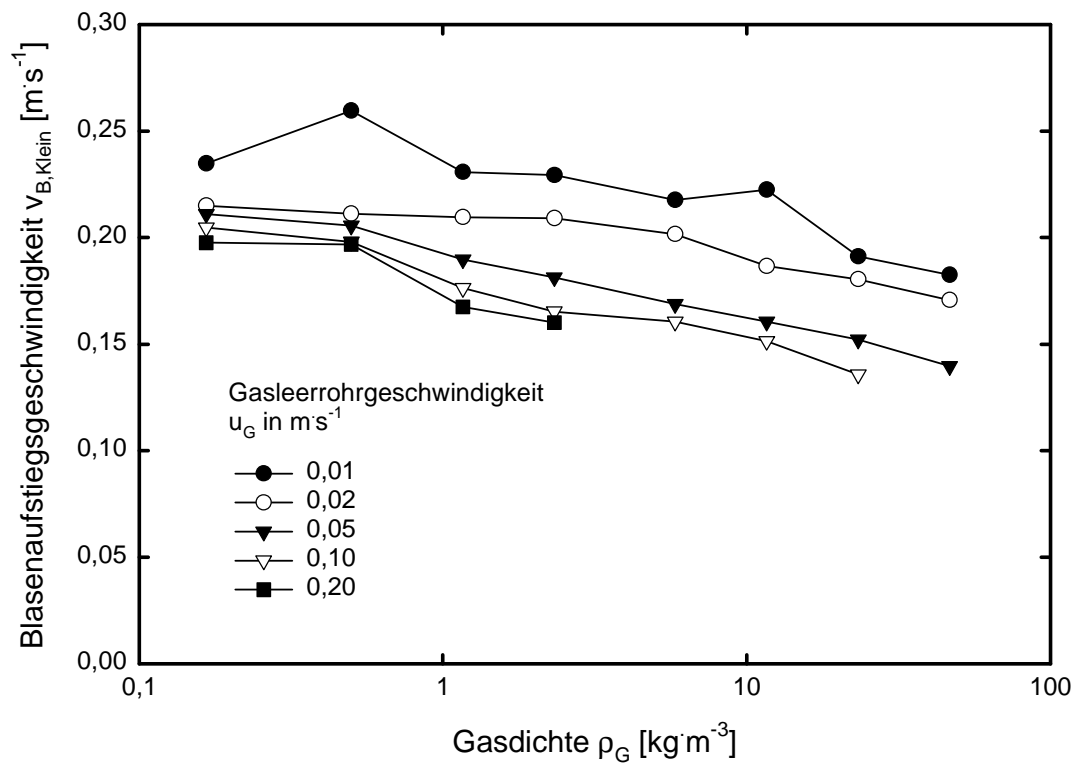


Abbildung 5-4: Kleinblasengeschwindigkeit in Toluol

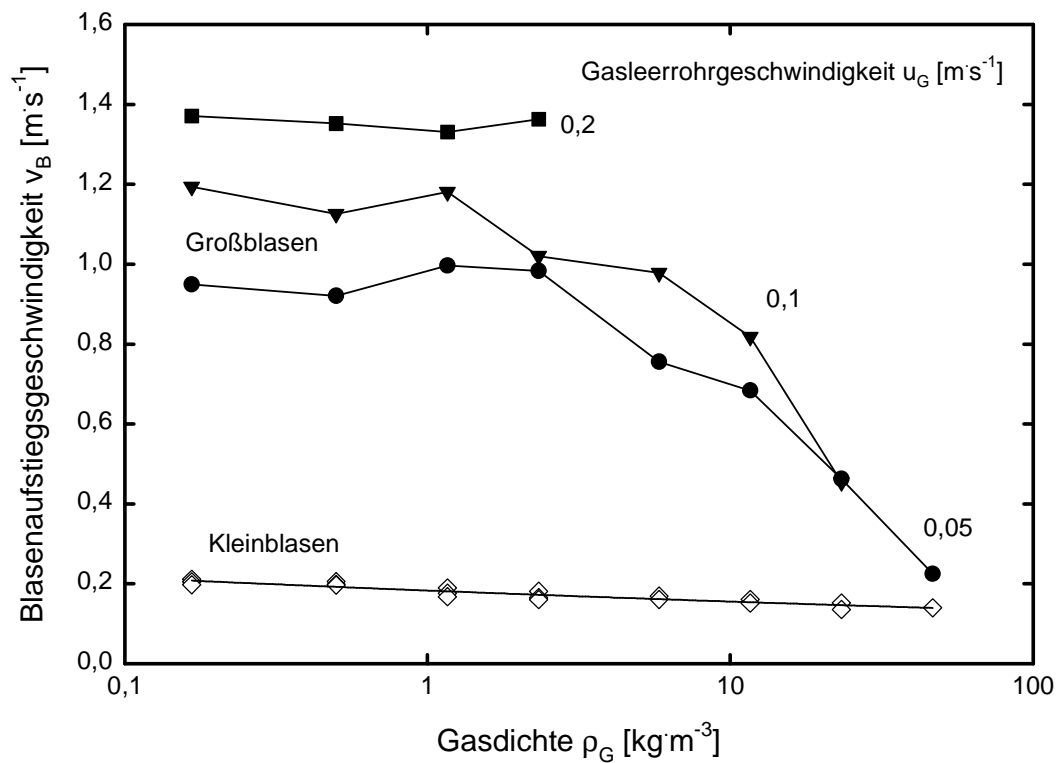


Abbildung 5-5: Großblasengeschwindigkeit in Toluol; zum Vergleich ist die Kleinblasengeschwindigkeit ebenfalls eingetragen

5.1.3 Einfluss der Viskosität auf den Gasgehalt

Ethylenglycol zeigt eine starke Abhängigkeit seiner Viskosität von der Temperatur. Durch Änderung der Temperatur lässt sich die Viskosität variieren, ohne andere Parameter wesentlich zu beeinflussen (siehe Tabelle 5-1)

Tabelle 5-1: Änderung wichtiger Stoffparameter im System Ethylenglycol-Stickstoff bei Temperaturänderung

Temperatur [°C]	η_L [Pa·s]	η_G [Pa·s]	ρ_L [kg·m ⁻³]	ρ_G [kg·m ⁻³]	σ [kg·s ⁻²]
10	0,0315	$170 \cdot 10^{-06}$	1119	1,206	0,0487
20	0,0205	$175 \cdot 10^{-06}$	1112	1,165	0,048
30	0,0136	$179 \cdot 10^{-06}$	1105	1,126	0,0473
50	0,0068	$188 \cdot 10^{-06}$	1091	1,056	0,0458
70	0,0039	$196 \cdot 10^{-06}$	1077	0,995	0,0441
80	0,0031	$200 \cdot 10^{-06}$	1071	0,967	0,0432

Das Ergebnis der Messungen ist in Abbildung 5-6 aufgetragen. Der Gasgehalt nimmt mit steigender Temperatur leicht zu. Dies entspricht den Erwartungen, da Flüssigkeiten mit hohen Viskositäten koaleszenzfördernd wirken. Eine stärkere Koaleszenz bedeutet einen höheren Großblasenanteil. Die Großblasen haben eine höhere Aufstiegs geschwindigkeit, was zu einem geringeren Gasgehalt führt.

Allerdings kann solch eine geringe Abnahme des Gasgehaltes seine Ursache auch in der Änderung der anderen Stoffparameter, wie z. B. der Oberflächenspannung haben. Die Viskosität hat jedenfalls keinen signifikanten Einfluss auf den Gasgehalt.

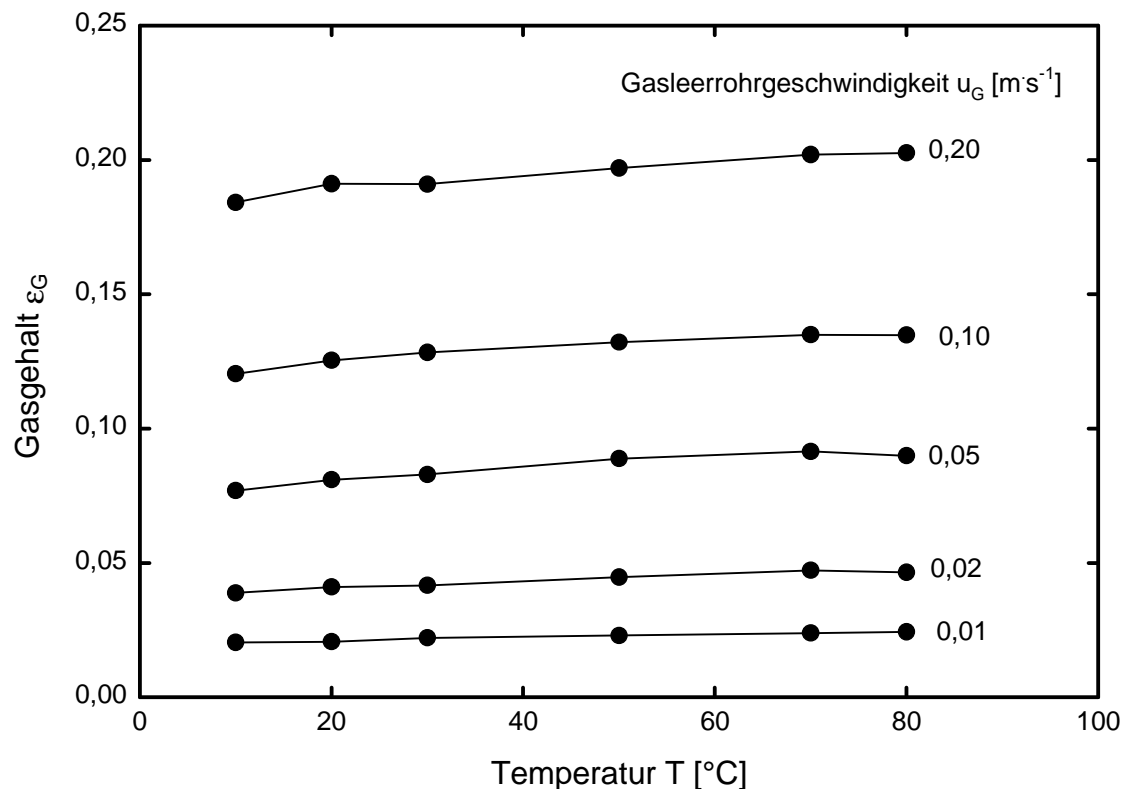


Abbildung 5-6: Einfluss der Temperatur auf den Gasgehalt in Ethylenglycol

5.1.4 Einfluss der Säulenhöhe auf den Gasgehalt

In einer Blasensäule werden in der Regel drei Abschnitte unterschieden: Die Begaserzone, die Entgasungszone und die eigentliche Aufstiegszone.

In der Begaserzone verteilt sich das Gas in der Flüssigkeit. Hier erfolgt die eigentliche Blasenbildung. Die Blasen steigen durch die Aufstiegszone nach oben und verlassen die Flüssigkeit in der Entgasungszone. Die Entgasungszone ist eine mehr oder weniger stark ausgeprägte Schaumschicht mit geringem Flüssigkeitsanteil.

Der Gasgehalt in der Begaserzone weicht in der Regel von dem Gasgehalt in der restlichen Blasensäule ab.

In Abbildung 5-7 sind die Gasgehalte in Toluol in verschiedenen Höhen über dem Begaser vergleichend aufgetragen. Die Begaserzone zeigt stets einen geringeren Gasgehalt, als der Rest der Blasensäule. Wählt man als Begaser eine Sinterplatte (siehe Abbildung 5-8), dann kann die Begaserzone bei niedrigen bis mittleren Gasgeschwindigkeiten auch höhere Gasgehalte als der Rest der Blasensäule aufweisen. Bei hohen Gasgeschwindigkeiten kehrt sich das Verhältnis wieder um und die Begaserzone zeigt niedrigere Gasgehalte.

Der Gasgehalt der Begaserzone unterliegt offensichtlich zahlreichen Einflüssen, wie z.B. Begaserart, Gasdichte und Gasleerrohrgeschwindigkeit.

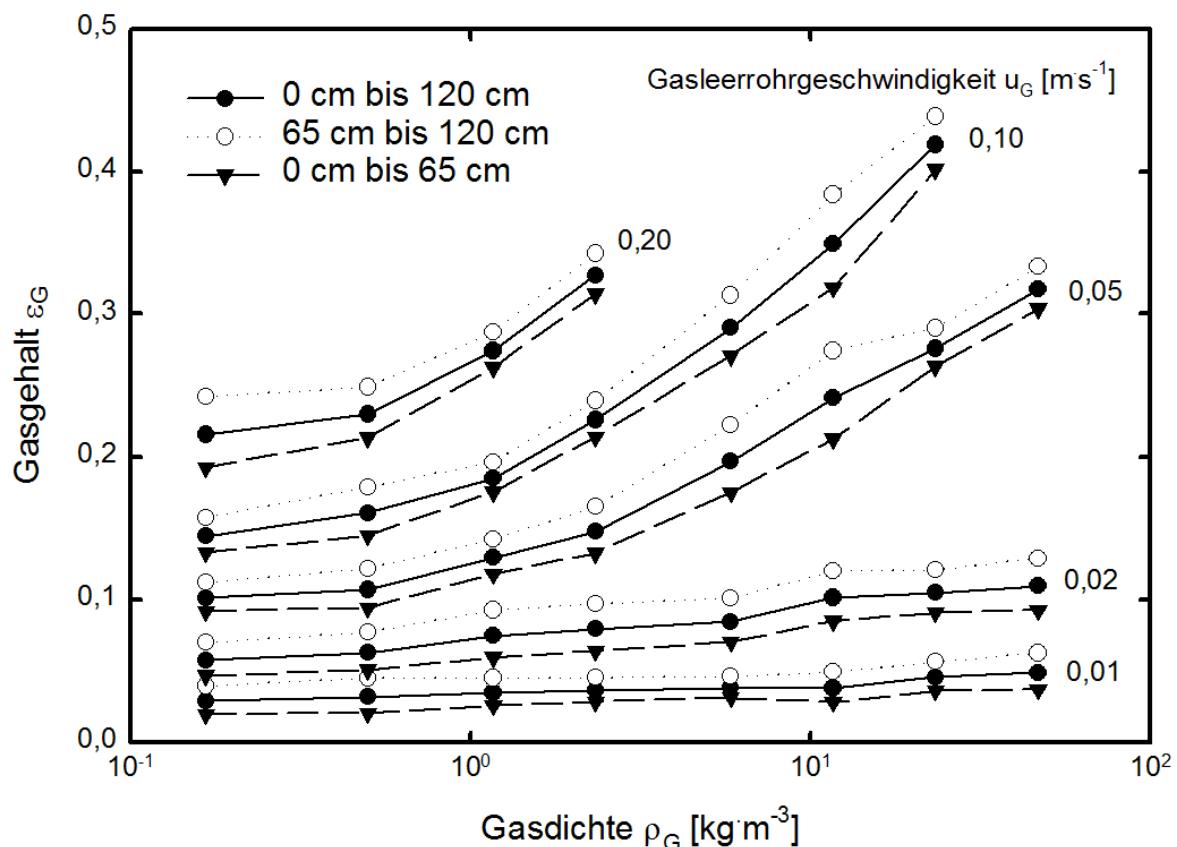


Abbildung 5-7: Gasgehalte in Toluol abhängig von der Höhe über dem Begaser (Lochplatte 19 x 1 mm)

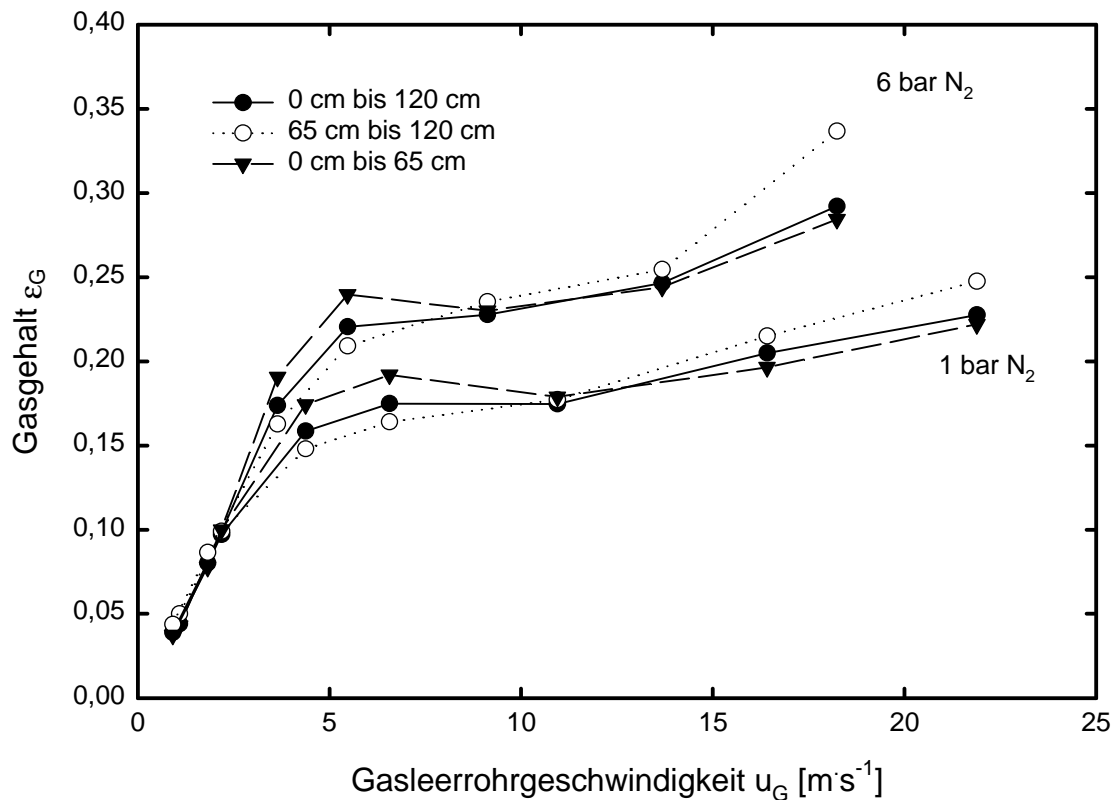


Abbildung 5-8: Gasgehalte in Wasser abhängig von der Höhe über dem Begaser (Sinterplatte)

5.1.5 Einfluss des Begasers

Die Art des Begasers beeinflusst die Größe der entstehenden Blasen und damit auch die Aufstiegsgeschwindigkeit, die Gasgehaltsstruktur und letztendlich den Gasgehalt in der Blasensäule. In Abbildung 5-9 sind für das System Wasser – Stickstoff die Gasgehalte für zwei verschiedene Begasertypen aufgetragen. Die Sinterplatte erzeugt erwartungsgemäß höhere Gasgehalte als der Einzellochbegaser. Der Unterschied ist bei mittleren Gasleerrohrgeschwindigkeiten um $u_G = 5 \text{ cm/s}$ am größten. Der Gasgehalt für die Sinterplatte ist fast doppelt so groß wie der beim Einzellochbegaser. Bei sehr hohen Gasleerrohrgeschwindigkeiten von $u_G > 20 \text{ cm/s}$ jedoch verschwindet dieser Unterschied.

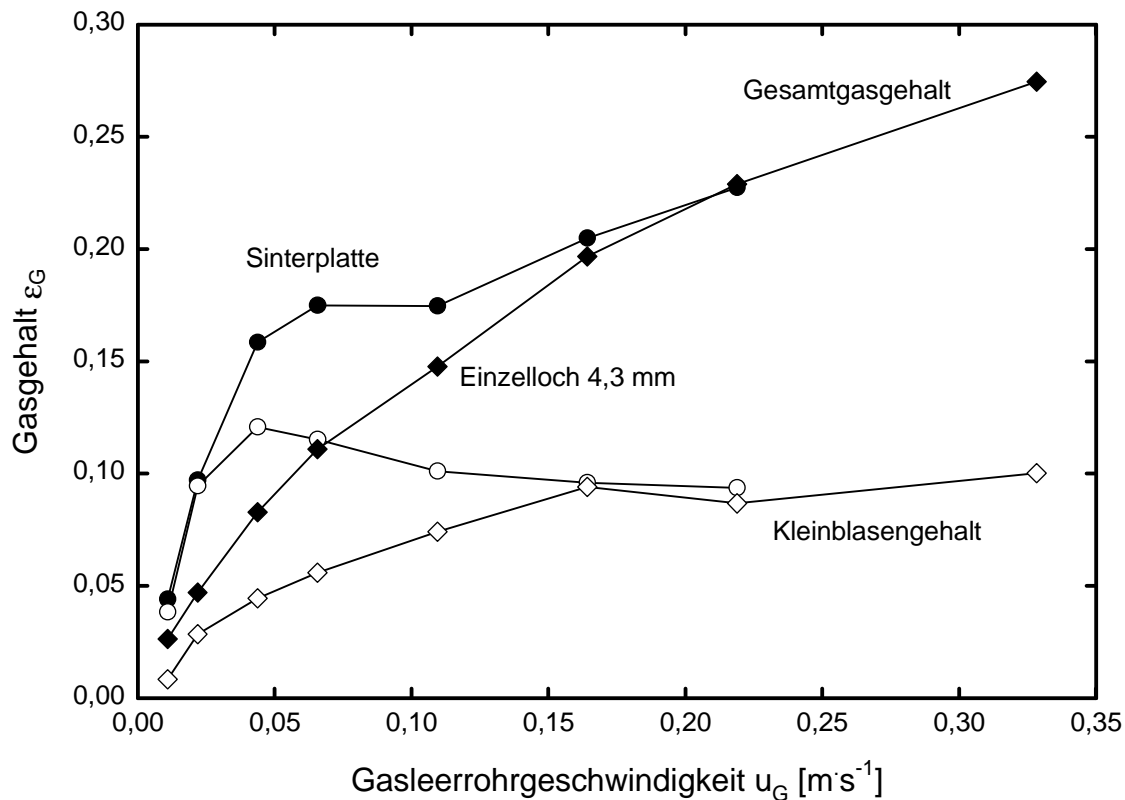


Abbildung 5-9: Gasgehalt und Gasstruktur in Wasser bei 20°C und 1 bar N₂ mit verschiedenen Begasern

In der Gasstruktur ergeben sich ebenfalls Unterschiede. Die Sinterplatte erzeugt bei mittleren Gasgeschwindigkeiten einen wesentlich höheren Kleinblasengehalt als der Einzellochbegaser. Der Großblasengehalt hingegen unterscheidet sich kaum. Die Erhöhung des Gesamtgasgehaltes ist also auf die Erhöhung des Kleinblasengehaltes zurückzuführen. Bei hohen Gasgeschwindigkeiten verschwinden diese Unterschiede wieder.

Betrieibt man die Blasensäule bei höheren Gasdichten (siehe Abbildung 5-10), so sieht man, dass der Einzellochbegaser durchaus auch höhere Gasgehalte als die Sinterplatte erzeugen kann. Bei kleinen Gasgeschwindigkeiten erhält man mit der Sinterplatte höhere Gasgehalte. Arbeitet man jedoch bei hohen Gasgeschwindigkeiten $u_G > 10$ cm/s, so erzeugt der Einzellochbegaser die höheren Gasgehalte. Auch in diesem Fall ist der Kleinblasenanteil für die Unterschiede verantwortlich. Der Großblasengehalt zeigt unabhängig vom Begaser den gleichen Verlauf.

Zwischen Sinterplatte und Einzellochbegaser gibt es offensichtlich große Unterschiede. Andere Begaser zeigen trotz unterschiedlichem Aufbau sehr ähnliche Ergebnisse in Gasgehalt und Gasgehaltsstruktur (siehe Abbildung 5-11 und Abbildung 5-12). Es wurden eine Lochplatte mit 19 Öffnungen mit 1 mm Durchmesser und ein Einzellochbegaser mit 1 mm Öffnungsdurchmesser verwendet. Der Einzellochbegaser zeigt leicht höhere Gasgehalte als die Lochplatte. Die Unterschiede sind allerdings sehr klein.

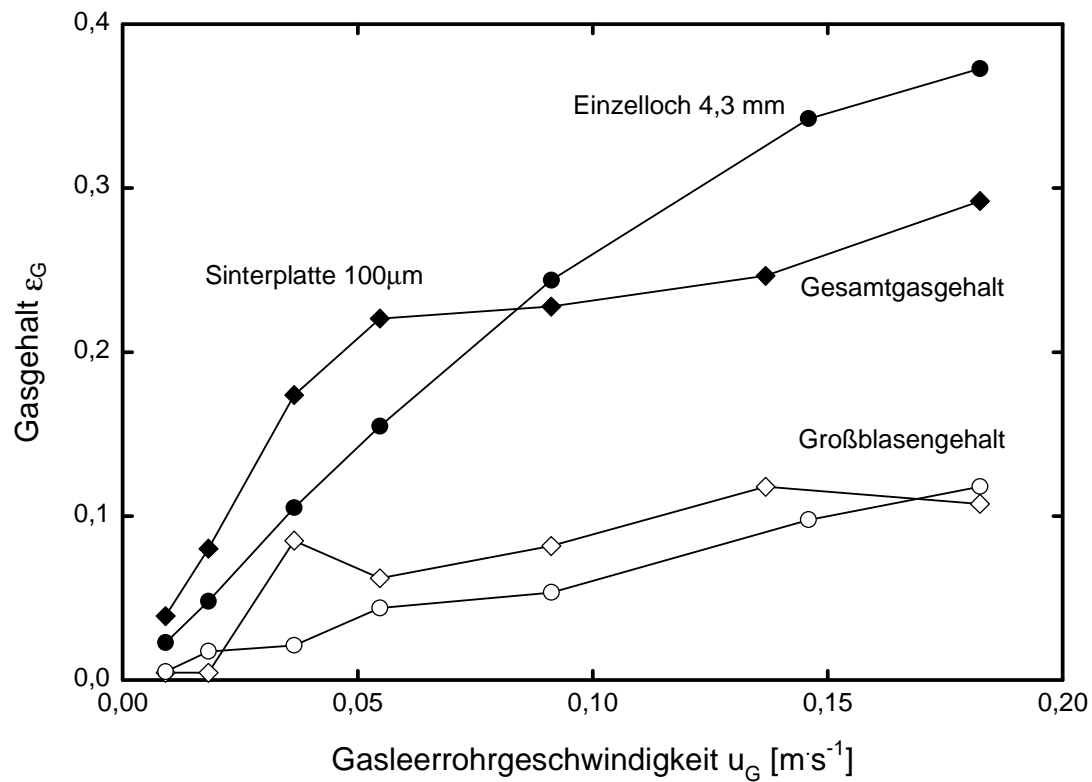


Abbildung 5-10: Gasgehalt und Gasstruktur in Wasser bei 20°C und 6 bar N_2 mit verschiedenen Begasern

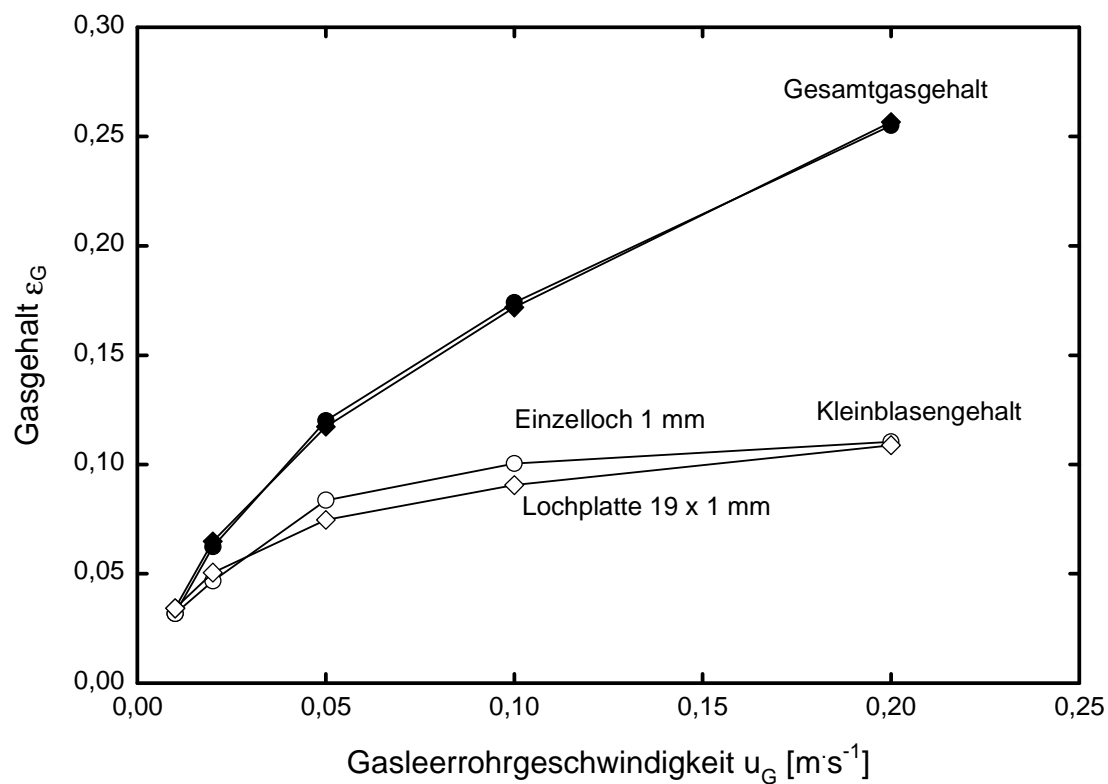


Abbildung 5-11: Gasgehalt und Gasstruktur in Ethanol bei 20°C und 1 bar N_2 mit verschiedenen Begasern

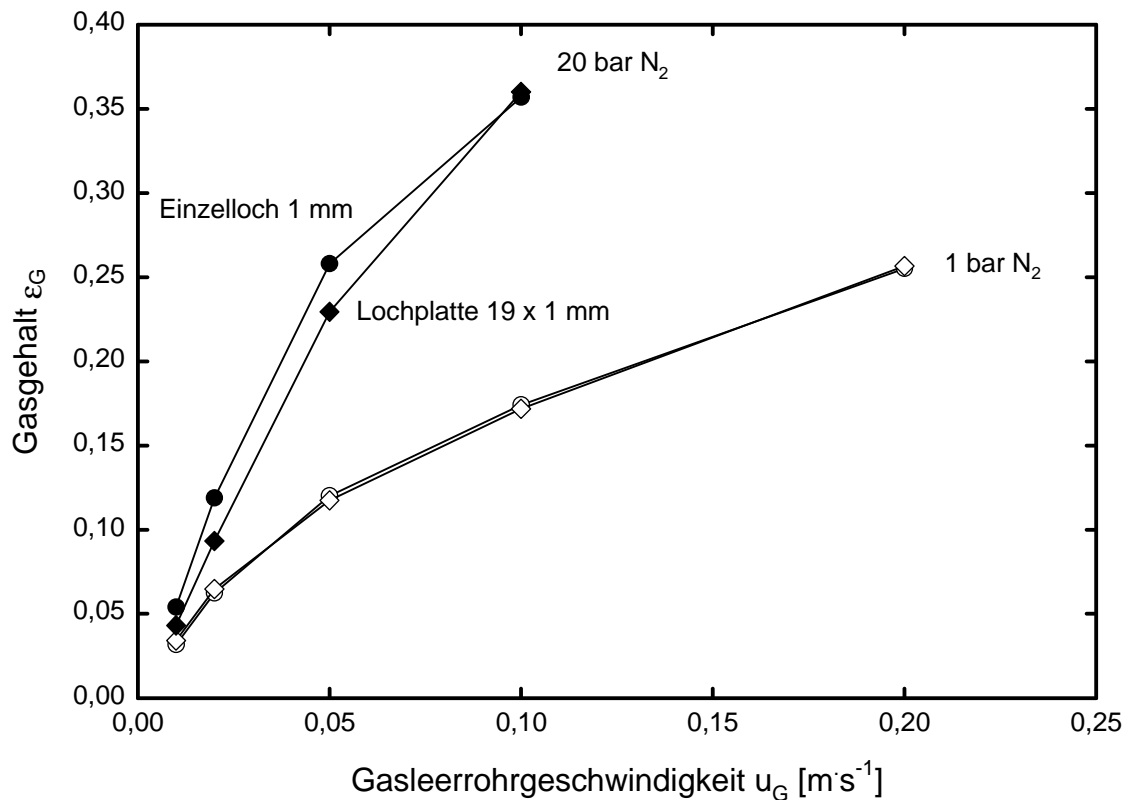


Abbildung 5-12: Gasgehalt in Ethanol bei 20°C und bei verschiedenen Drücken und Begasern

5.1.6 Einfluss der Füllhöhe

Die Flüssigkeit in der Blasensäule erzeugt einen hydrostatischen Druck, der den mittleren Druck im Dispersionsvolumen erhöht. Dadurch wird das Gas komprimiert und der Gasgehalt verringert. Dieser Effekt ist leicht zu berechnen und wird mit steigendem Kopfdruck der Blasensäule geringer.

Außerdem nimmt mit sinkender Füllhöhe der Anteil der Begaserzone am gesamten Dispersionsvolumen zu und ändert so den Gasgehalt in Abhängigkeit von der Füllhöhe.

In Abbildung 5-13 sind die Gasgehalte in Wasser bei verschiedenen Füllhöhen unter sonst gleichen Bedingungen aufgetragen. In dem gemessenen Bereich sind die Gasgehalte für beide Füllhöhen annähernd gleich. In diesem Fall ist kein Einfluss der Füllhöhe auf den Gasgehalt festzustellen.

In Abbildung 5-14 sind die Gasgehalte für 1-Butanol bei verschiedenen Füllhöhen dargestellt. Da bei einer Füllhöhe von 78 cm nicht mehr der Differenzdrucksensor auf 120 cm Höhe genutzt werden kann, musste auf den Sensor auf 65 cm Höhe zurückgegriffen werden. Für den niedrigeren Füllstand ergeben sich niedrigere Gasgehalte. Dies entspricht den Ergebnissen aus Abschnitt 5.1.4, nach denen in der Begaserzone kleinere Gasgehalte zu erwarten sind. Allerdings nimmt die Abweichung mit steigender Gasgeschwindigkeit stärker zu als erwartet. Offensichtlich spielt die Füllhöhe eine Rolle bei der Ausbildung der Begaserzone. Bei sinkendem Füllstand ist die Begaserzone stärker ausgeprägt.

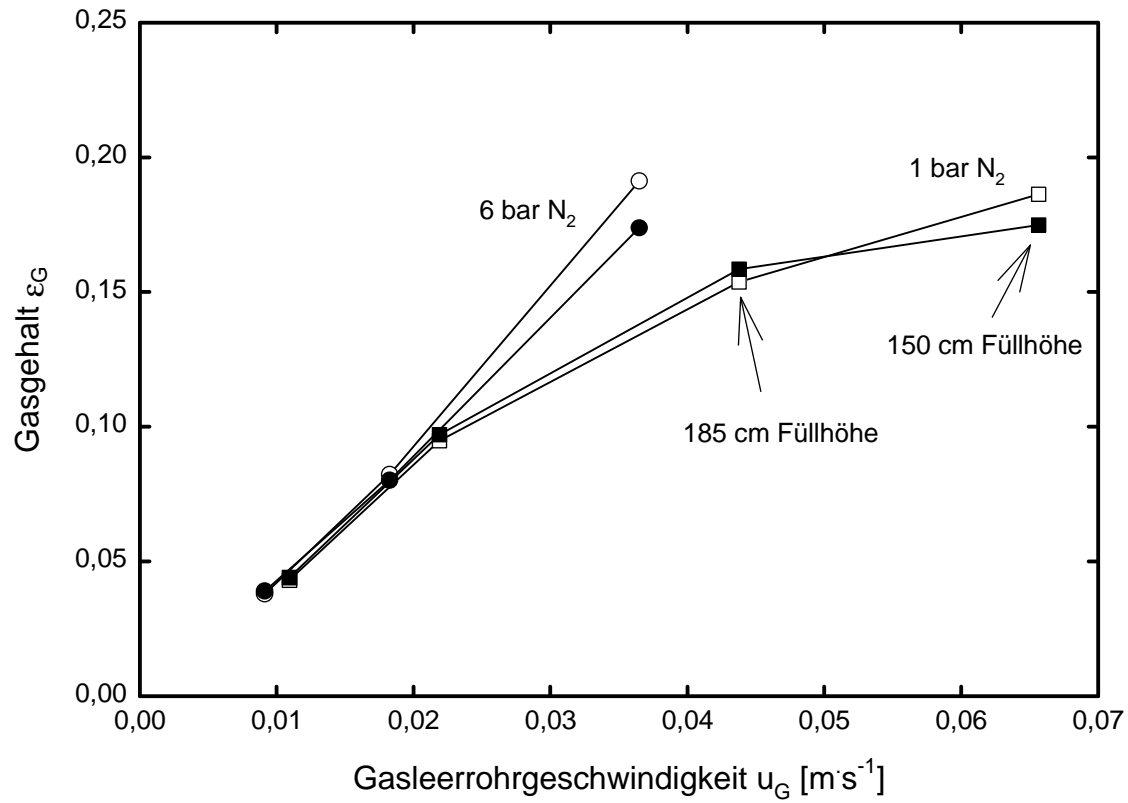


Abbildung 5-13: Gasgehalt in Wasser bei verschiedenen Füllhöhen (20 °C; Sinterplatte)

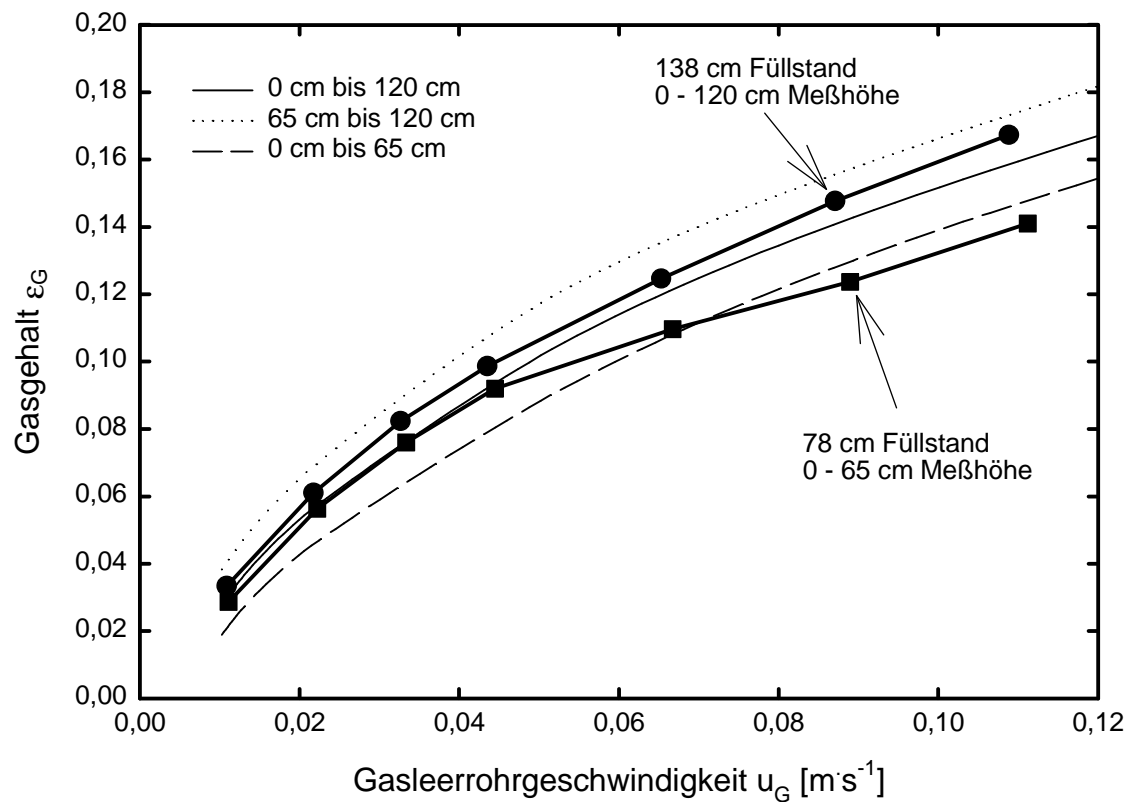


Abbildung 5-14: Gasgehalte in 1-Butanol bei verschiedenen Füllhöhen (20°C; 1 bar N₂; 19x1mm); zum Vergleich sind die Gasgehalte aus Kapitel 5.1.4 eingetragen

5.1.7 Einfluss der Blasensäule

Es wurden Versuche mit zwei verschiedenen Blasensäulenreaktoren durchgeführt. Die Blasensäulen unterscheiden sich in ihrem Durchmesser, in ihrer Höhe und in ihrer Form. Außerdem kommen unterschiedliche Begaser zum Einsatz.

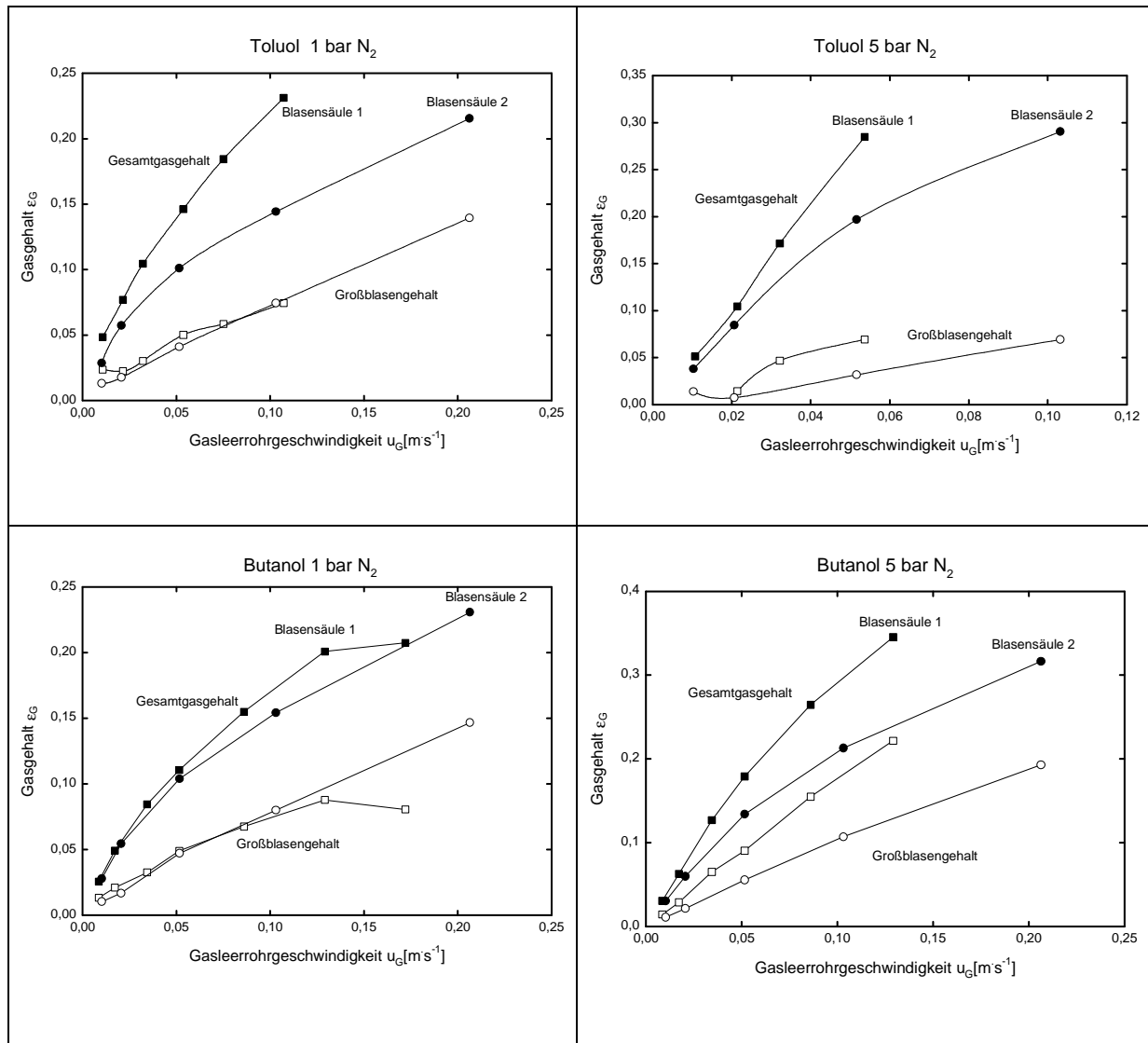


Abbildung 5-15: Vergleich von Gasgehalt und Gasstruktur in organischen Flüssigkeiten in zwei verschiedenen Blasensäulen

In Abbildung 5-15 sind die Gesamtgasgehalte und Großblasengehalte für Butanol und Toluol bei 1 bar und 5 bar Stickstoffdruck für die beiden verwendeten Blasensäulen vergleichend aufgetragen. Es ist zu sehen, dass die Blasensäule 1 in allen Fällen den größeren Gasgehalt aufweist. Dies ist ungewöhnlich, da bei Blasensäulen mit größerem Durchmesser im Allgemeinen ein kleinerer Gasgehalt entsteht.

Betrachtet man die Großblasengehalte, so sieht man, dass der Unterschied im Gasgehalt bei 1 bar Druck durch unterschiedlichen Kleinblasengehalt verursacht wird. Bei 5 bar Druck hingegen sind die unterschiedlichen Großblasengehalte für die Differenz in den Gasgehalten verantwortlich.

Die Unterschiede im Großblasengehalt lassen sich durch die unterschiedlichen Aufstiegsgeschwindigkeiten erklären (siehe Abbildung 5-16 und Abbildung 5-17). Bei erhöhtem Druck sind die Großblasengeschwindigkeiten in der Blasensäule 2 höher als die der Blasensäule 1. Bei niedrigem Druck sind die Unterschiede kleiner bzw. kehren sich bei Butanol und hohen Gasgeschwindigkeiten um.

Die Unterschiede in den Großblasengeschwindigkeiten sind vermutlich bedingt durch die Bildungsgeschwindigkeiten der Großblasen. Die am Begaser entstandenen Kleinblasen müssen zu Großblasen koaleszieren. Zur Bildung einer Großblase mit dem Zehnfachen des Kleinblasendurchmessers sind tausend Kleinblasen erforderlich. Bei niedrigen Messhöhen haben die Großblasen das Messvolumen bereits verlassen, bevor sie ihre endgültige Größe erreicht haben. Das Messvolumen endet bei der Blasensäule 1 bereits 91 cm über dem Begaser und bei Blasensäule 2 bei 120 cm über dem Begaser. Bei diesen Messhöhen bleibt den Großblasen lediglich ein Zeitraum von 1 – 2 s bevor sie das Messvolumen verlassen. Ob diese Zeit ausreicht, um zur endgültigen Größe zu wachsen, ist fraglich. Gleichzeitig ist die Messgenauigkeit der Großblasengeschwindigkeit bei einer zeitlichen Auflösung von 0,1 s bei hohen Geschwindigkeiten nicht sehr hoch.

Die Kleinblasengeschwindigkeiten unterscheiden sich in beiden Blasensäulen kaum voneinander.

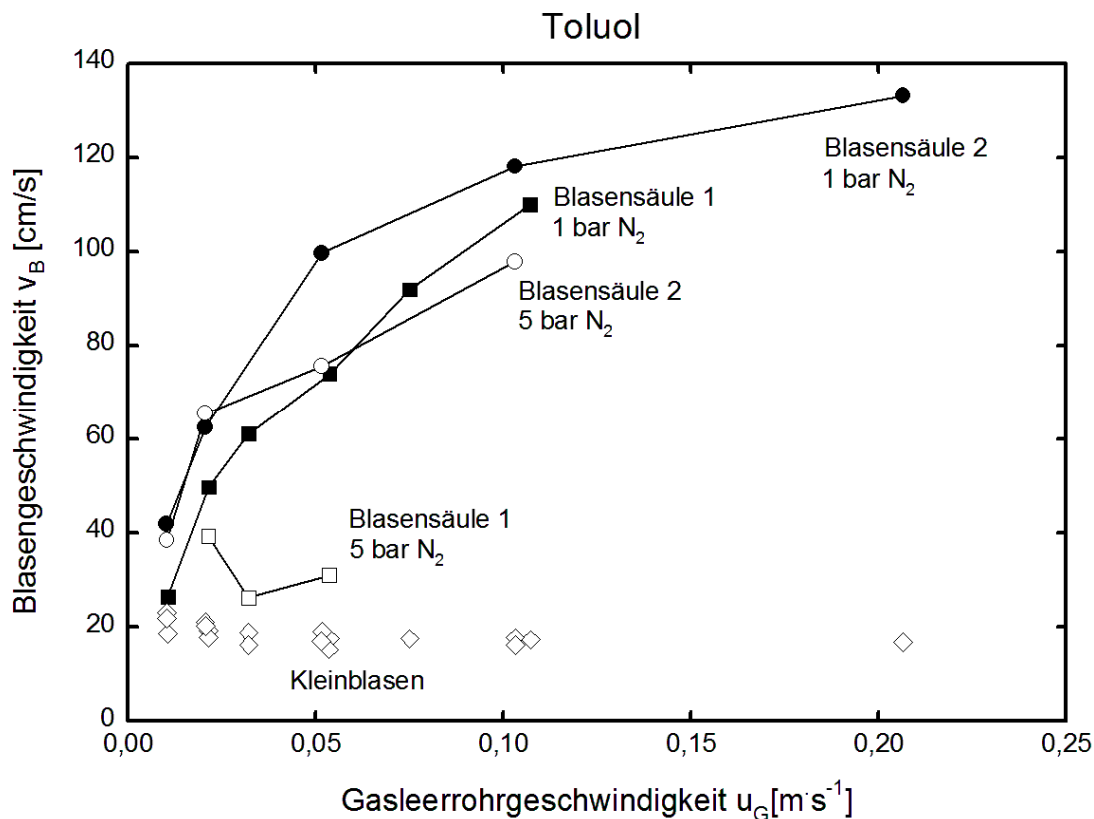


Abbildung 5-16: Blasengeschwindigkeiten in Toluol

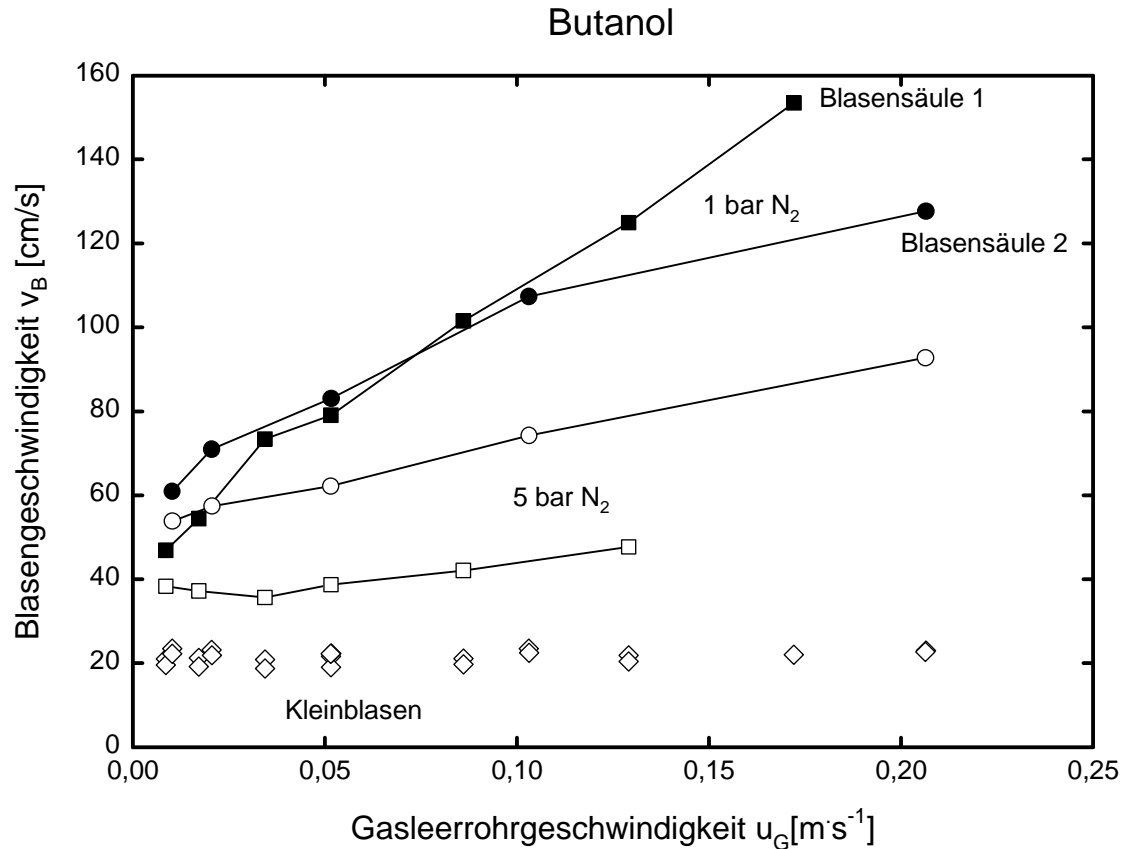


Abbildung 5-17: Blasengeschwindigkeiten in 1-Butanol

5.2 Desorptionsmessungen

5.2.1 Einfluss von Gasdichte und Gasleerrohrgeschwindigkeit

In Abbildung 5-18 sind die gemessenen Desorptionsraten $k_L a^*$ für 1-Butanol aufgetragen. Der Stoffübergang steigt mit zunehmender Gasdichte und zunehmender Gasleerrohrgeschwindigkeit. Dies entspricht den Erwartungen, die sich aus früheren Arbeiten ergeben. Allerdings erlaubt der $k_L a^*$ -Wert noch keine genauen Aussagen über den tatsächlichen $k_L a$ -Wert, da noch eine recht komplizierte Korrektur vorgenommen werden muss. Dazu müssen für den heterogenen Betriebszustand die Blasendurchmesser bekannt sein. Vor der eigentlichen Interpretation der Ergebnisse sind noch einige Rechnungen nötig.

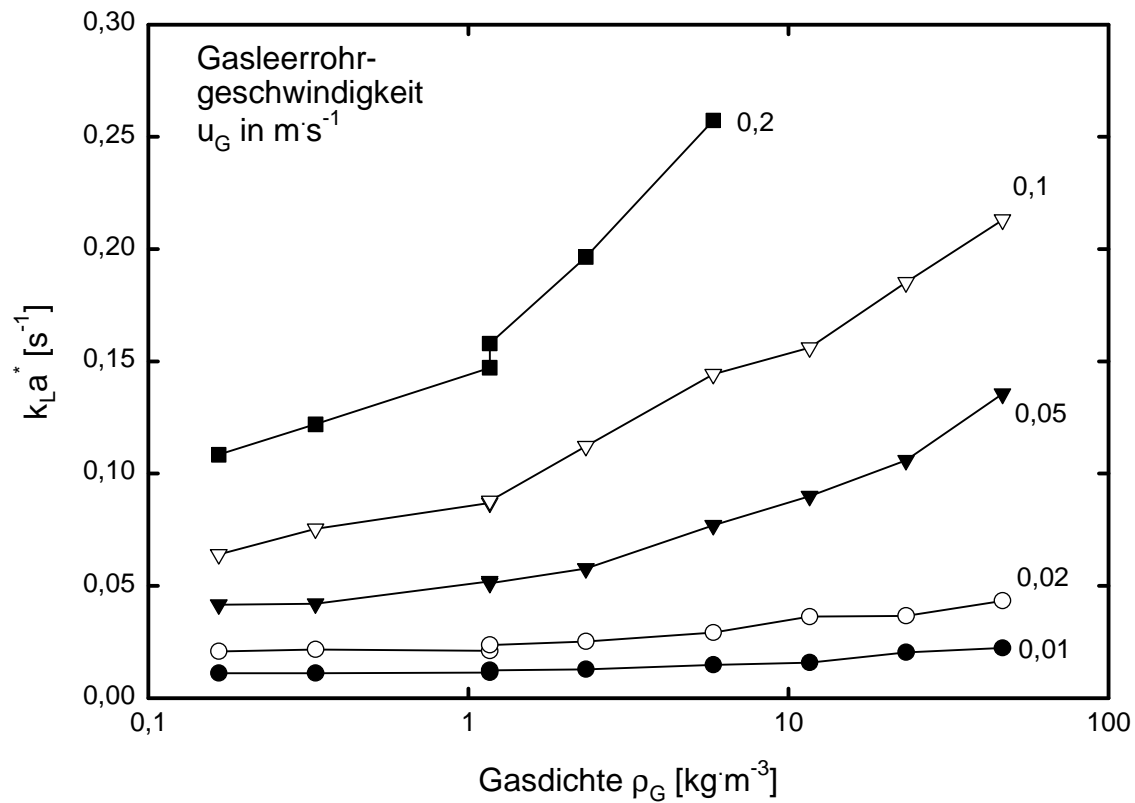


Abbildung 5-18: Desorptionsrate k_{La}^* in 1-Butanol

5.2.2 Einfluss der Sensorhöhe

Der Sauerstoffsensor wurde im Normalfall 65 cm über dem Begaser positioniert. Zur Überprüfung, ob die Sensorposition das Ergebnis beeinflusst, wurden Messungen mit dem Sauerstoffsensor 120 cm über dem Begaser unter sonst gleichen Bedingungen gemacht. In Abbildung 5-19 sind die Ergebnisse aufgetragen. Die Sensorposition beeinflusst das Ergebnis nicht. Die Durchmischung der flüssigen Phase ist also gut genug, um keine axialen Konzentrationsgradienten entstehen zu lassen.

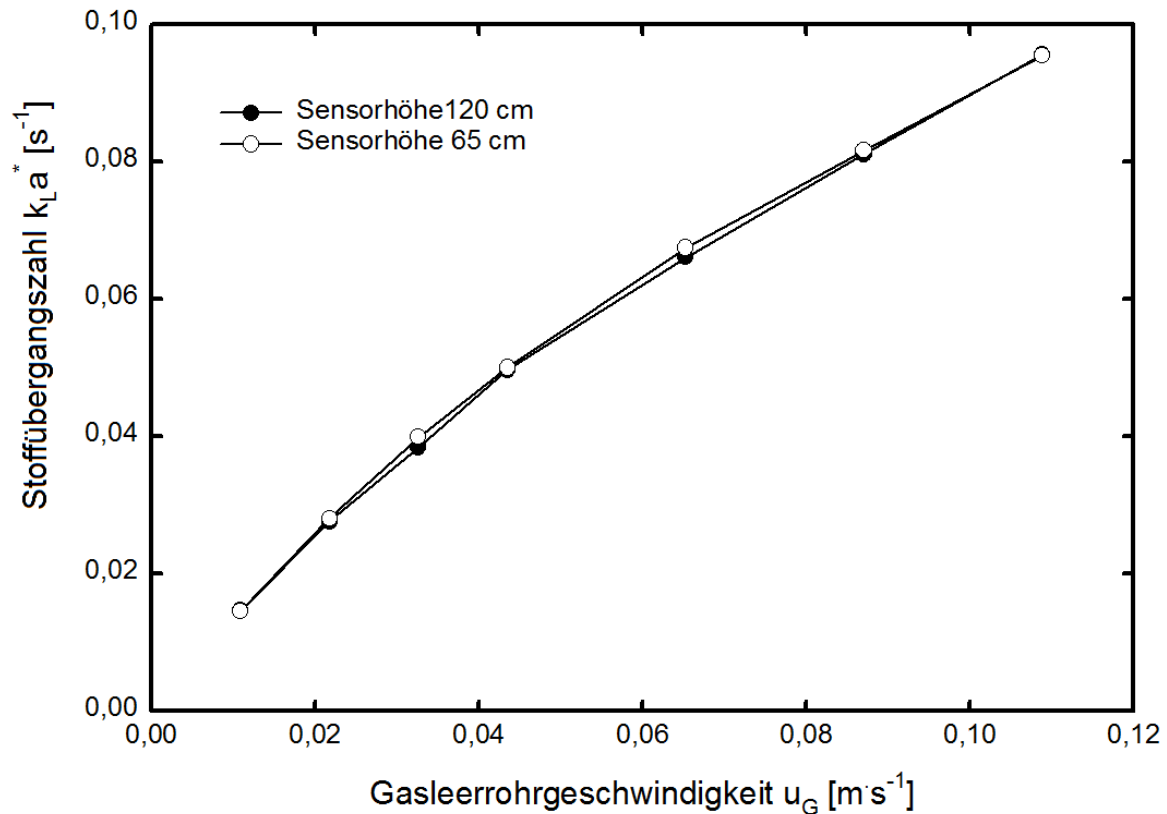


Abbildung 5-19: Einfluss der Sensorhöhe auf die gemessenen Stoffübergangszahlen in 1-Butanol (1 bar N₂; 20°C; 19x1mm)

5.2.3 Einfluss der Viskosität

Der geschwindigkeitsbestimmende Schritt beim Stoffübergang ist die Diffusion durch die flüssigkeitsseitige laminare Grenzschicht. Die Diffusionsgeschwindigkeit nimmt mit steigender Viskosität der Flüssigkeit ab.

Zur Änderung der Viskosität wurde Ethylenglycol bei verschiedenen Temperaturen eingesetzt. Die Ergebnisse sind in Abbildung 5-20 dargestellt. Die Desorptionsrate nimmt mit steigender Temperatur stark zu. In Tabelle 5-1 sind die entsprechenden Stoffparameter für die verschiedenen Temperaturen aufgelistet. Für die Viskosität ergibt sich folgender Zusammenhang:

$$k_L a^* \propto \mu_L^x$$

Wobei der Exponent x je nach Gasleerrohrgeschwindigkeit zwischen $x = -0,83$ und $x = -0,91$ liegt. Die Desorptionsrate ist nahezu umgekehrt proportional zur Viskosität.

In Abbildung 5-21 sind für verschiedene organische Flüssigkeiten die Stoffübergangszahlen als Funktion der Viskosität aufgetragen. Bei hohen Viskositäten nimmt die Stoffübergangszahl mit steigender Viskosität ab. Bei niedrigen Viskositäten schwächt sich dieser Einfluss ab und scheint sich unterhalb einer gewissen Schwelle sogar umzukehren. Allerdings wird hier der Einfluss anderer Stoffparameter, wie der Oberflächenspannung, ignoriert.

Im Gegensatz zum Gasgehalt hängt der Stoffübergang stark von der Viskosität ab.

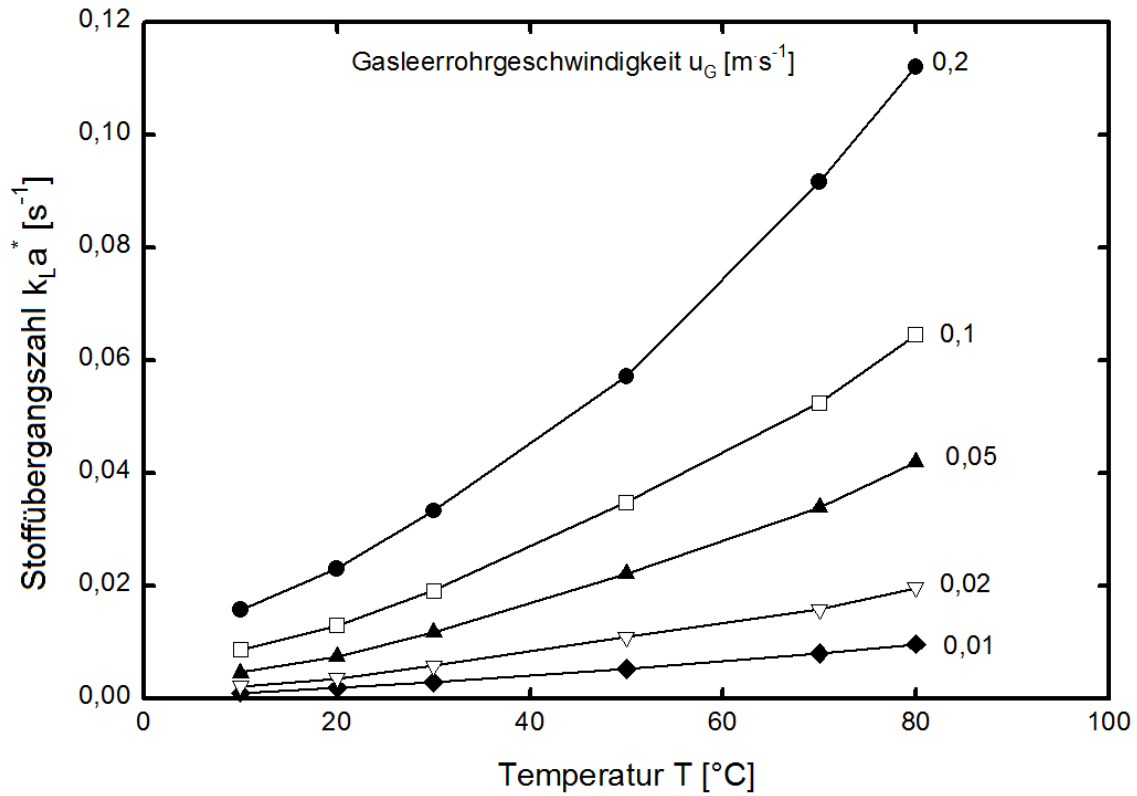


Abbildung 5-20: Änderung der Stoffübergangszahl in Ethylenglycol mit der Temperatur bei 1 bar N_2

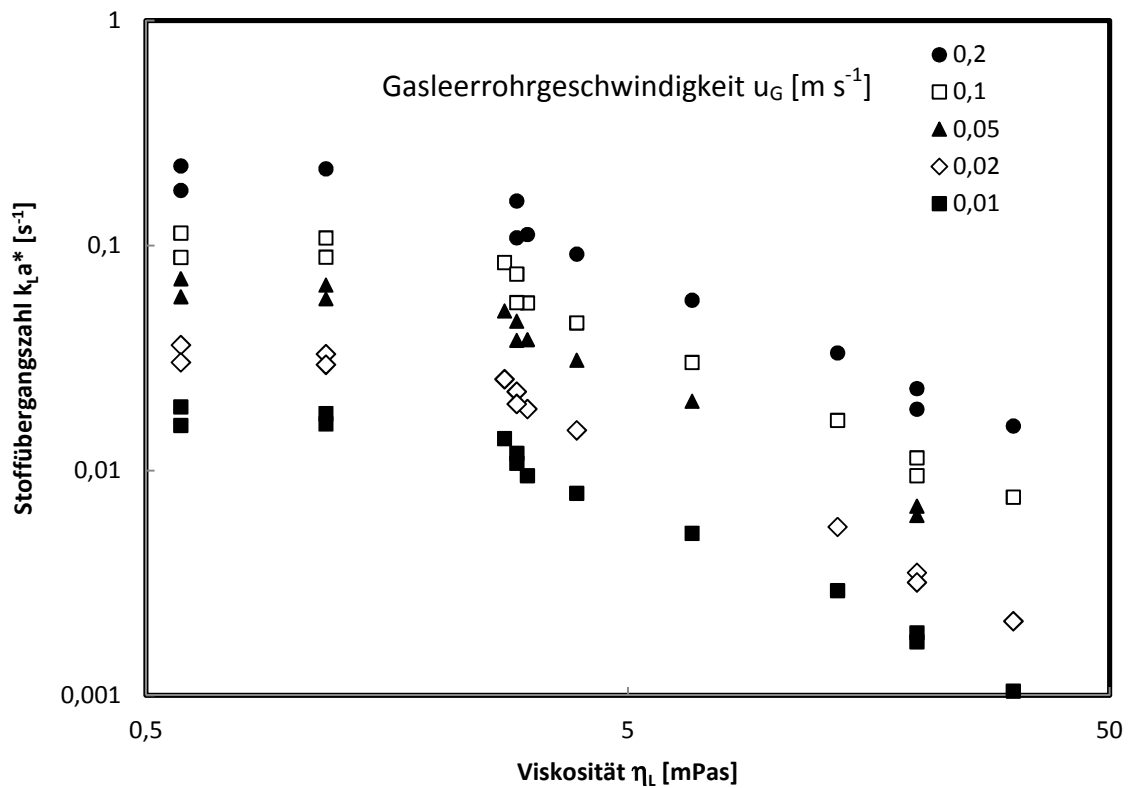


Abbildung 5-21: Änderung der Stoffübergangszahl mit der Viskosität der Flüssigkeit (Toluol, Ethanol, Decalin, 1-Butanol und Ethylenglycol); Einzellochbegaser 4,3 mm

5.2.4 Einfluss des Begasers

Die Art des Begasers beeinflusst die Größe der Primärblasen. Kleinere Blasen erzeugen bei gleichen Gasgehalten größere spezifische Phasengrenzflächen a . Ein Gasverteiler, der kleinere Blasen erzeugt, sollte demnach auch höhere Stoffübergangszahlen erreichen. In Abbildung 5-22 sind die Messungen in Ethanol dargestellt. Die Begaser zeigen einen schwachen Trend: in der Reihenfolge $1 \times 4,3 \text{ mm} < 19 \times 1 \text{ mm} < 1 \times 1 \text{ mm}$ nimmt der Stoffübergang leicht zu. Der Effekt ist jedoch schwach und liegt innerhalb der Fehlerbreite der Stoffübergangsmessungen. Die Zunahme des Stoffüberganges ist ähnlich gering wie die Zunahme des Gasgehaltes (siehe Abbildung 5-12) mit Änderung des Begasers. Der Gasverteiler hat in der hier verwendeten Anordnung keinen signifikanten Einfluss.

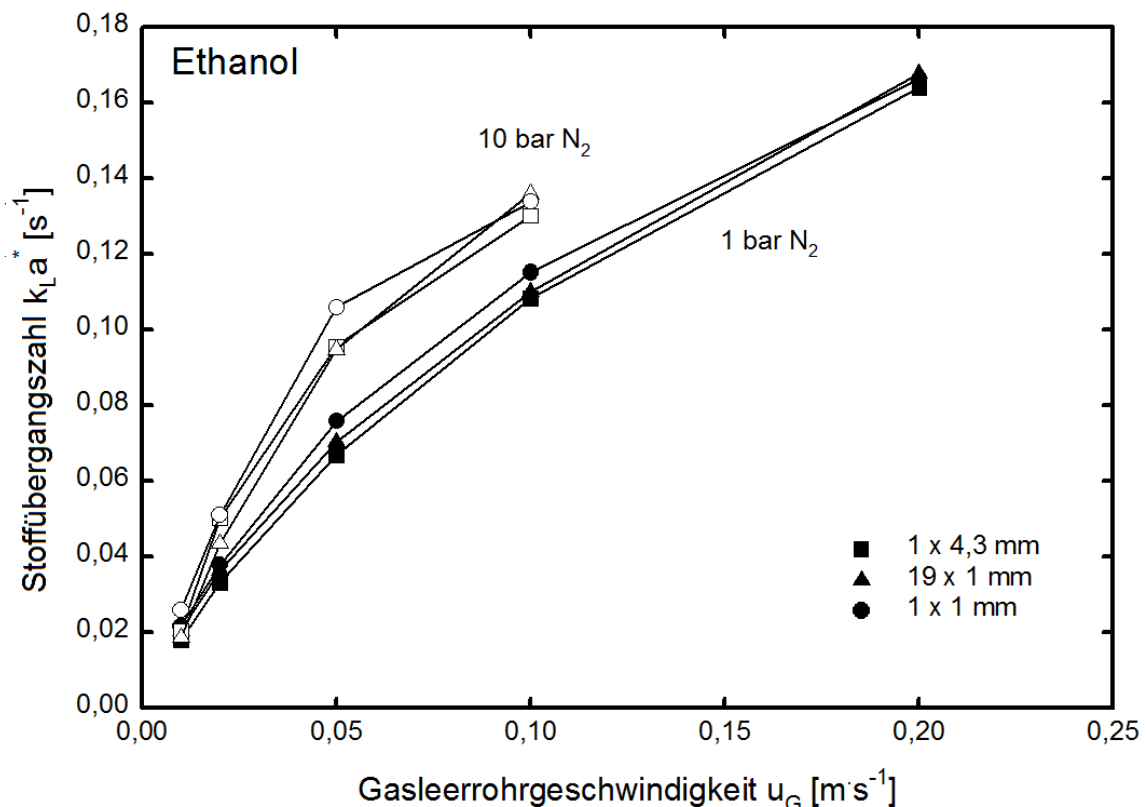


Abbildung 5-22: Vergleich der Stoffübergangszahlen in Ethanol mit verschiedenen Begasern

5.2.5 Einfluss der Füllhöhe

Unterschiedliche Füllhöhen der Blasensäule entsprechen unterschiedlichen Flüssigkeitsvolumina. Die Sauerstoffmenge, die die flüssige Phase aufnehmen und abgeben kann ist proportional zu ihrem Volumen. Steigt die Flüssigkeitsmenge an, so ist die Sauerstoffmenge die der Gasstrom aus dem Dispersionsvolumen transportieren muss um die gleiche Desorptionsrate zu erreichen, dementsprechend größer. Gesetzt den Fall, dass sich die aufsteigenden Gasblasen schnell mit Sauerstoff sättigen, nimmt die Desorptionsrate mit steigender Füllhöhe ab. In Abbildung 5-23 sind die Ergebnisse der entsprechenden Versuche dargestellt. Die Stoffübergangszahl nimmt mit steigender Füllhöhe erwartungsgemäß ab. Dies ist umso bemerkenswerter, da der Gasgehalt in der gleichen Richtung zunimmt (siehe Abbildung 5-14). Dies bedeutet, dass der Gasstrom schon bei den relativ geringen Füllhöhen von 135 cm stark mit Sauerstoff gesättigt ist, wenn er das Dispersionsvolumen verlässt.

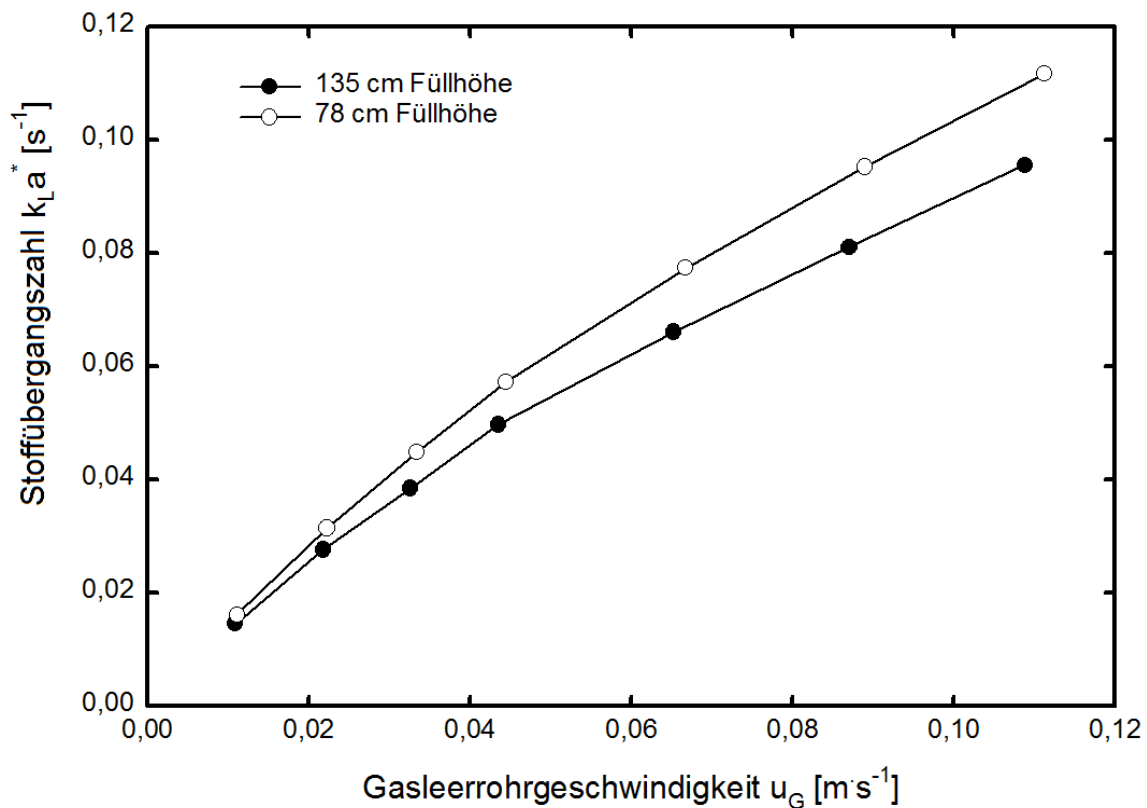


Abbildung 5-23: Einfluss der Füllhöhe auf die gemessenen Stoffübergangszahlen in 1-Butanol (1 bar N_2 ; 20°C; 19x1mm)

5.2.6 Einfluss der Blasensäule

Die Desorptionsmessungen wurden in verschiedenen Blasensäulen durchgeführt. Die Ergebnisse der Messungen sind in Abbildung 5-24 und Abbildung 5-25 aufgetragen. Die Stoffübergangszahl nimmt mit steigendem Druck und steigender Leerrohrgeschwindigkeit wie erwartet zu. Die Blasensäule 1 zeigt in allen Fällen eine höhere Desorptionsrate als die Blasensäule 2. Dieser Trend geht konform mit dem höheren Gasgehalt in Blasensäule 1. (siehe Kapitel 5.1.7). Ein höherer Gasgehalt ermöglicht auch immer einen besseren Stoffübergang, da die spezifische Phasengrenzfläche a mit dem Gasgehalt zunimmt.

Ein zweiter Grund für den Unterschied kann auch die unterschiedliche Füllhöhe der Blasensäulen sein. Die Blasensäule 1 wurde $h_L = 95$ cm mit Flüssigkeit gefüllt, die Blasensäule 2 wies mindestens einen Füllstand von $h_L = 130$ cm auf. In Kapitel 5.2.5 wurde bereits gezeigt, dass ein niedrigerer Füllstand höhere Desorptionsraten verursacht. Die Blasensäulen wurden weiterhin mit verschiedenen Gasverteilern betrieben. Blasensäule 1 war mit einer Lochplatte mit 7 x 1 mm Löchern versehen. Blasensäule 2 hatte eine Lochplatte mit 19 x 1 mm Löchern.

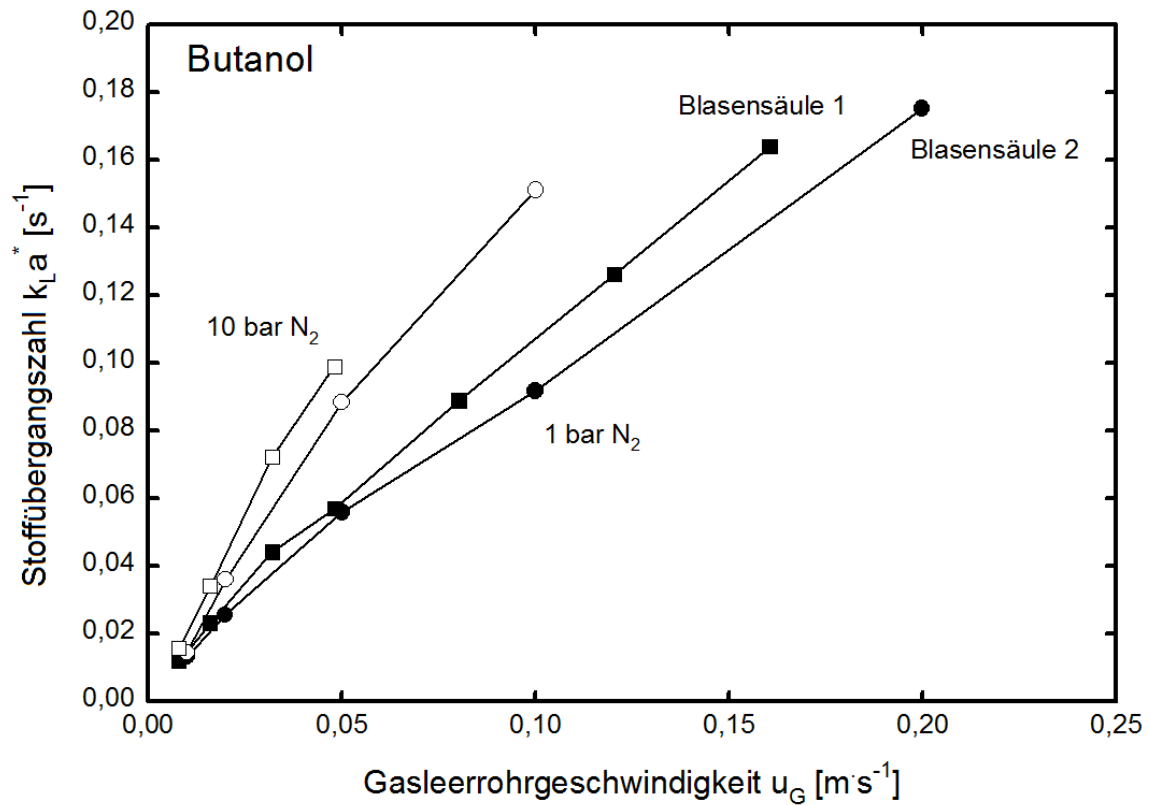


Abbildung 5-24: Vergleich des Stoffüberganges in Butanol in den verwendeten Blasensäulen

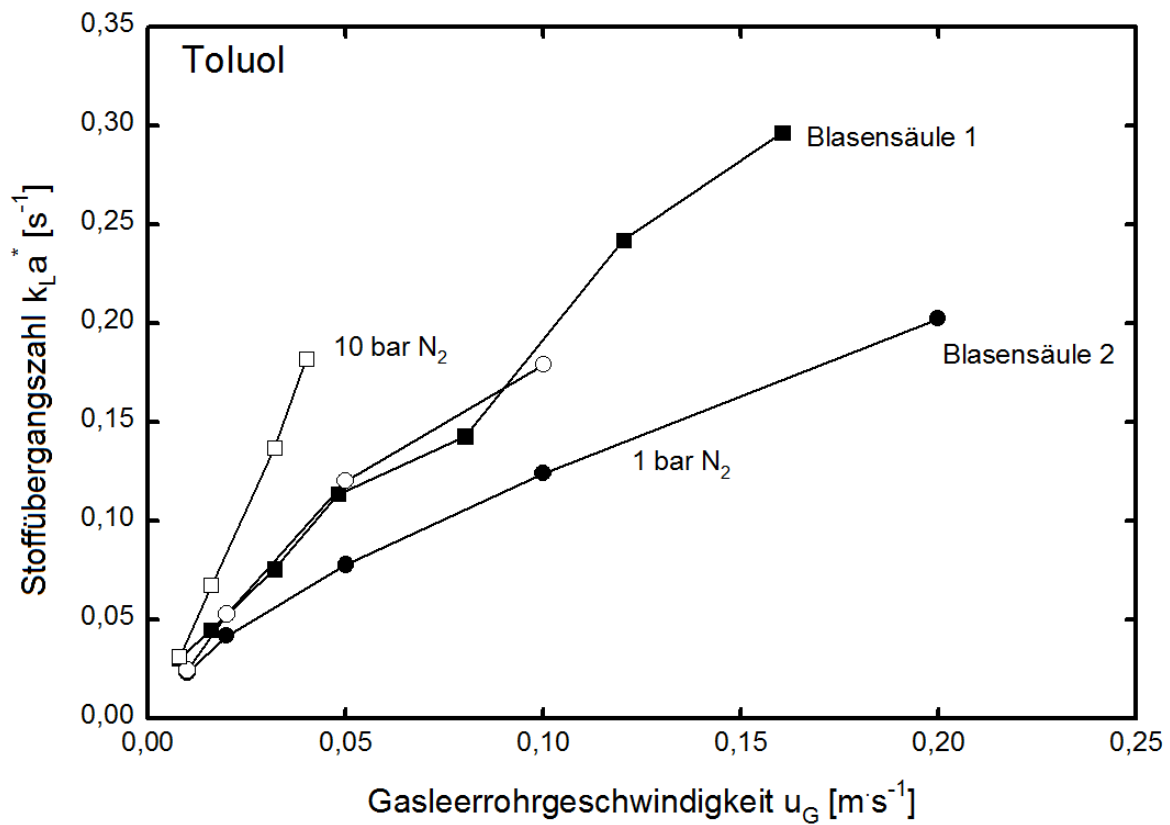


Abbildung 5-25: Vergleich des Stoffüberganges in Toluol in den verwendeten Blasensäulen

6 Korrelationen

6.1 Blasengröße

6.1.1 Kleinblasen

Zusammenhang zwischen Blasengröße und Aufstiegsgeschwindigkeit

Die Blasengrößen werden nicht direkt gemessen. Es werden die Aufstiegsgeschwindigkeiten der Kleinblasen gemessen. Daraus lässt sich dann auf die Blasengröße schließen. Für den Zusammenhang zwischen Blasengröße und Blasengeschwindigkeit gibt es in der Literatur etliche Korrelationen (siehe Tabelle 6-1). Diese Korrelationen haben unterschiedliche Gültigkeitsbereiche.

Die Korrelationen 1 und 2 betrachten die Blase als starres Objekt, das von der Flüssigkeit umströmt wird. Der Strömungswiderstand berechnet sich ähnlich wie bei einem festen Körper. Dabei gilt das bekannte STOKES'sche Gesetz für den rein laminaren Fall.

Die Korrelationen 3 und 4 beruhen auf der Wellentheorie. Nach der Wellentheorie ist die Geschwindigkeit einer Welle abhängig von ihrer Wellenlänge. Bei kleinen Wellenlängen nimmt die Geschwindigkeit mit steigender Wellenlänge ab, durchläuft ein Minimum und nimmt dann mit wachsender Wellenlänge wieder zu. In diesen Modellen entspricht der Blasendurchmesser der Wellenlänge. Für ausreichend große Blasen werden mit diesem Ansatz gute Ergebnisse erzielt.

Die Korrelationen 5 und 6 decken den gesamten Größenbereich der Blasen ab. Sie sind dementsprechend komplizierter in ihrer mathematischen Formulierung. Für Korrelation 5 werden drei Parameter benötigt, die Aussagen über die Qualität der verwendeten Flüssigkeit enthalten. Diese Parameter sind empirisch ermittelt und lassen sich nicht aus den physikalischen Stoffdaten herleiten. Die Korrelation 6 ist rekursiv aufgebaut und kann nur iterativ gelöst werden.

In Abbildung 6-1 sind die so berechneten Aufstiegsgeschwindigkeiten in ihren Gültigkeitsbereichen aufgetragen. Man sieht, dass die Korrelationen 3 bis 6 im Bereich großer Blasen ($d_B > 2 \text{ mm}$) sehr ähnliche Ergebnisse liefern. Es ist also möglich, in diesem Bereich eine der einfachen Korrelationen zu verwenden.

In Abbildung 6-2 ist der Bereich der kleinen Blasendurchmesser vergrößert abgebildet. Hier zeigen sich die wesentlichen Unterschiede zwischen den einzelnen Korrelationen. Im Bereich des STOKES'schen Gesetzes liegen Nummer 5 und 6 noch dicht beieinander. Beim Übergang zum Bereich der Wellentheorie jedoch zeigt Nummer 5 einen weichen, geschwungenen Übergang, während bei Nummer 6 ein scharfer Knick zu sehen ist. Die Differenz zwischen beiden Kurven ist im Bereich dieses Knicks z. T. recht erheblich.

Die aufgeführten Korrelationen liefern bei Blasendurchmessern von $d_B < 0,5 \text{ mm}$ und $d_B > 2 \text{ mm}$ einheitliche Ergebnisse. Für diese Bereiche kann der Zusammenhang zwischen Blasendurchmesser und Blasengeschwindigkeit berechnet werden. Dabei spielen die Blasen mit $d_B < 0,5 \text{ mm}$ keine Rolle, denn Blasengeschwindigkeiten von $v_B < 5 \text{ cm/s}$ wurden nicht beobachtet.

Für die künftigen Berechnungen wird die Korrelation 4 von MENDELSON und MANERI verwendet. Diese Gleichung enthält als Parameter die Gasdichte und die Eigenschaften der Flüssigkeit. Im Gegensatz zu Korrelation 5 und 6 ist sie mathematisch einfach zu handhaben und wird auch in anderen Publikationen häufig zitiert.

Tabelle 6-1: verschiedene Korrelationen für die Berechnung der Aufstiegsgeschwindigkeit aus dem Blasendurchmesser

	Autoren	Formel	Gültigkeitsbereich
1	STOKES	$d_B = \sqrt{\frac{18 \cdot \mu_L \cdot v_B}{g \cdot (\rho_L - \rho_G)}}$	laminare Strömung $Re < 2$
2	PEEBLES und GARBER (1953)	$d_B = 4,76 \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L} \right)^{0,41} \cdot \frac{v_B^{0,78}}{g^{0,59}}$	$2 \leq Re \leq 4,02 \cdot \left(\frac{g \cdot \mu_L^4}{\rho_L \cdot \sigma_L^3} \right)^{-0,214}$
3	CLIFT	$v_B = \sqrt{\frac{2,14 \cdot \sigma_L}{\rho_L \cdot d_B} + 0,505 \cdot g \cdot d_B}$	$d_B > 1,3 \text{ mm}$
4	MENDELSON ;MANERI (MANERI 1995)	$v_B = \sqrt{\frac{2 \cdot c \cdot \sigma_L}{\rho_L \cdot d_B} + \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \cdot \frac{g \cdot d_B}{2}}$	$c = 1,2$ für reine Flüssigkeiten $c = 1,4$ für Flüssigkeitsgemische $d_B > 1,4 \text{ mm}$
5	FAN; TSUCHIYA (LIN 1998)	$v'_b = \left\{ \left[\frac{Mo^{-0,25}}{K_b} \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \right)^{1,25} \cdot d_B^{-2} \right]^{-n} + \left[\frac{2 \cdot c}{d'_B} + \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \right) \cdot \frac{d'_B}{2} \right]^{-\frac{n}{2}} \right\}^{-\frac{1}{n}}$ $v'_B = v_B \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L \cdot g} \right)^{0,25}$ $d'_B = d_B \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot g}{\sigma_L} \right)^{0,5}$ $K_b = \max(K_{b0} \cdot Mo^{-0,038}; 12)$	$c = 1,2$ für reine Flüssigkeiten $c = 1,4$ für Flüssigkeitsgemische $n = 0,8$ für verunreinigte Flüssigkeiten $n = 1,6$ für reine Flüssigkeiten $K_{b0} = 14,7$ für wässrige Lösungen $K_{b0} = 10,2$ für organische Flüssigkeiten / Gemische
6	TOMIYAMA (LIN 1998)	$c_w = \frac{4 \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot d_B}{3 \cdot \rho_L \cdot v_B^2}$ $c_w = \max \left\{ \min \left(\frac{16}{Re} \cdot (1 + 0,15 \cdot Re^{0,687}); \frac{48}{Re} \right); \frac{8}{3} \cdot \frac{Eo}{Eo + 4} \right\}$	

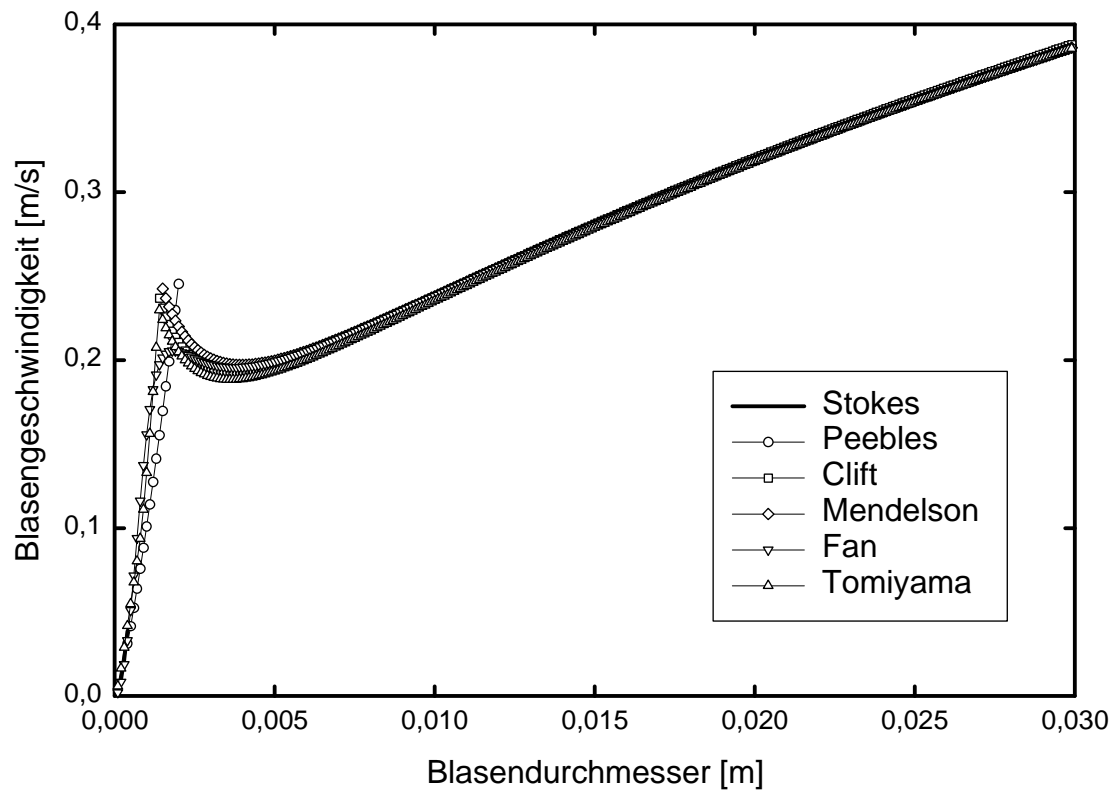


Abbildung 6-1: Aus Tabelle 6-1 errechnete Blasenauftiegspeedigkeiten für Decalin bei 1 bar N_2

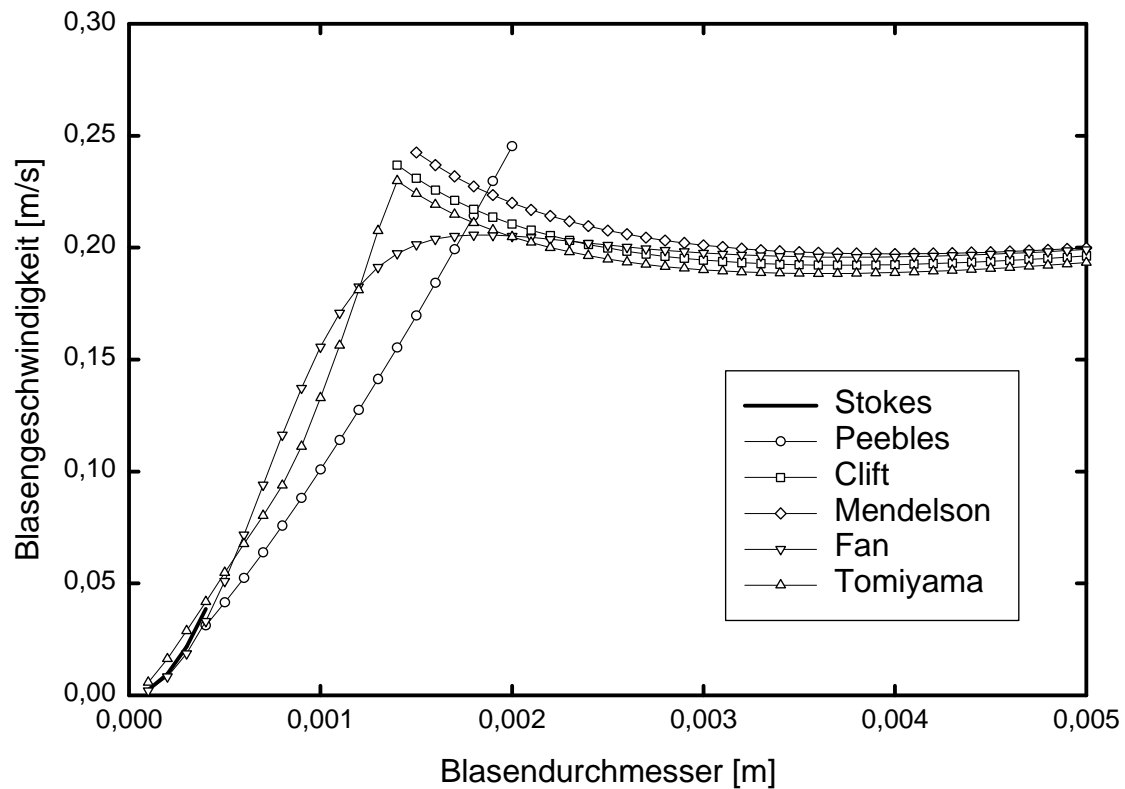


Abbildung 6-2: Wie Abbildung 6-1 mit verändertem Maßstab

Kleinblasengeschwindigkeit im Blasenschwarm

Die nach MENDELSON und MANERI berechneten Blasengeschwindigkeiten gelten für Einzelblasen, die in freier Flüssigkeit aufsteigen. In einer Blasensäule bewegen sich die Blasen im Kollektiv und beeinflussen sich gegenseitig. Das hat zur Folge, dass sich die Geschwindigkeit der Blasen verringert.

Für die Schwarmgeschwindigkeit gilt folgender Ansatz:

$$v_{\text{se dim ent}} = v_0 \cdot (1 - \epsilon_G)^Z$$

Gleichung 6-1: Schwarmgeschwindigkeit nach RICHARDSON-ZAKI

Der RICHARDSON-ZAKI-Exponent Z liegt je nach untersuchtem System zwischen $2 \leq Z \leq 5$. Dabei gelten die hohen Werte für laminar umströmte Partikel, die niedrigen Werte für turbulent umströmte Partikel. Für eine durchschnittliche Kleinblase mit $d_B = 3 \text{ mm}$ und $v_B = 20 \text{ cm/s}$ gilt der turbulente Fall. Der Exponent ist also $Z = 2$.

Die experimentellen Daten für diese Schwarmgeschwindigkeiten stammen aus Messungen der Sedimentationsgeschwindigkeiten verschiedener Partikel. Dabei wurde stets die beobachtete Geschwindigkeit, aber nicht die Relativgeschwindigkeit zwischen Partikel und Flüssigkeit gemessen. Die durch das Absinken der Partikel verursachte Gegenströmung wurde nicht erfasst. Darum entspricht die so erhaltene Schwarmgeschwindigkeit der scheinbaren Blasengeschwindigkeit bei den Entgasungsmessungen:

$$v_{\text{schein}} = v_0 \cdot (1 - \epsilon_G)^Z$$

Im Abschnitt „Auswertung“ wurde die Gegenströmung der Flüssigkeit bereits rechnerisch erfasst. Vereinfacht man diese Gleichung, so erhält man:

$$v_B = \frac{h}{t_E} + \frac{\Delta p_E - \Delta p_0}{g \cdot \Delta \rho \cdot t_E} \cdot \frac{1}{(1 - \epsilon_G)} = \frac{h}{t_E} \cdot \left(\frac{1}{1 - \epsilon_G} \right)$$

Dies entspricht:

$$v_{\text{schein}} = \frac{h}{t_E} = v_{\text{swarm}} \cdot (1 - \epsilon_G)$$

Für die Berechnung der „wahren“ Schwarmgeschwindigkeit v_{swarm} aus der freien Geschwindigkeit v_0 muss also der RICHARDSON-ZAKI-Exponent Z um 1 verringert werden. So erhält man:

$$v_{\text{swarm}} = v_0 \cdot (1 - \epsilon_G)^{Z-1}$$

Für $Z = 2$ wird der Exponent $(Z-1) = 1$. Umgekehrt kann so aus der gemessenen Schwarmgeschwindigkeit durch Umrechnen mit dem Gasgehalt die freie Aufstiegs geschwindigkeit v_0 ermittelt werden.

Anmerkung: Wird die Kleinblasengeschwindigkeit im heterogenen System behandelt, so wird für den Gasgehalt ϵ_G der Kleinblasengehalt $\epsilon_{G,\text{Klein}}$ eingesetzt.

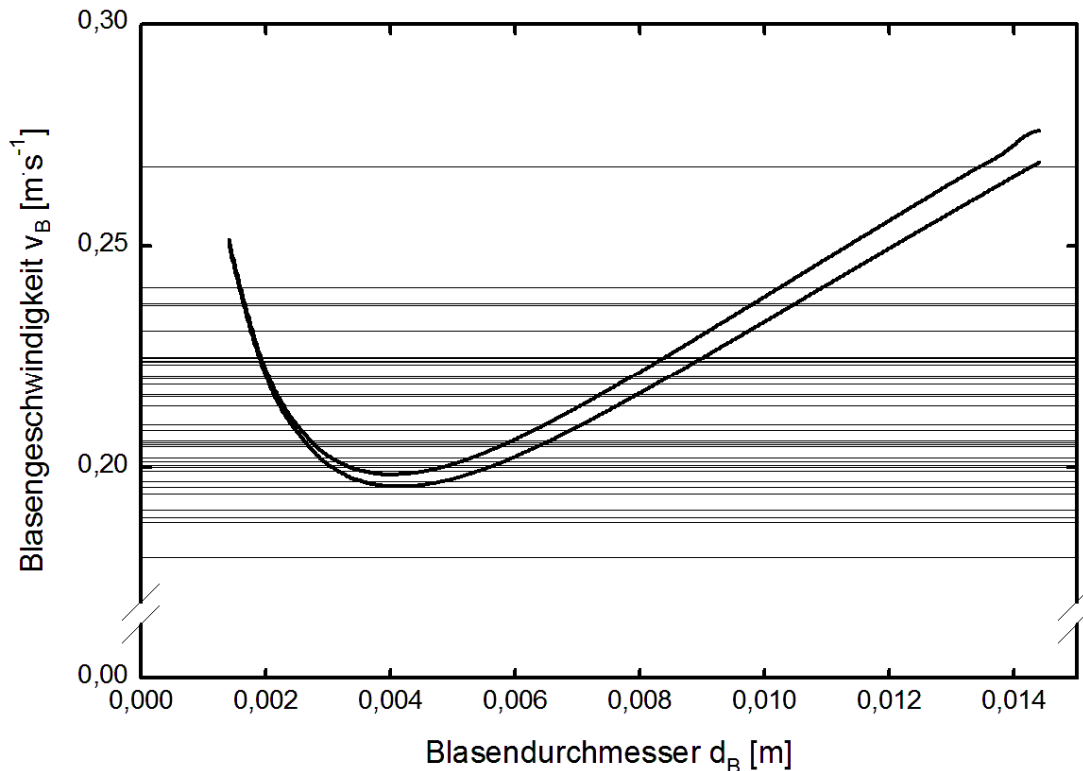


Abbildung 6-3: Die dünnen Linien sind die freien Kleinblasengeschwindigkeiten in Toluol bei verschiedenen Gasgeschwindigkeiten und Gasdichten. Zum Vergleich sind nach MENDELSON und MANERI berechneten Blasengeschwindigkeiten für die höchste und niedrigste Gasdichte schwarz eingetragen.

Die so berechneten freien Aufstiegsgeschwindigkeiten sind in Abbildung 6-3 mit den Geschwindigkeiten nach MENDELSON und MANERI zum Vergleich aufgetragen. Einige Werte liegen unter dem Minimum der theoretischen Kurven. Dies ist vermutlich auf Messungenauigkeiten zurückzuführen. Die meisten Werte liegen im „erlaubten“ Bereich. Für diese Blasengeschwindigkeiten sind zwei verschiedene Blasengrößen als Lösung möglich. Es ist kein eindeutiger Rückschluss von der Blasengeschwindigkeit auf die Blasengröße möglich. Zudem bedingt bereits ein kleiner Fehler in der Bestimmung der Blasengeschwindigkeit einen großen Fehler bei der Berechnung der Blasengröße. Der Rückschluss von der Aufstiegsgeschwindigkeit auf die Blasengröße ist sehr fehlersensitiv. Die so bestimmten Blasengrößen können nur als grobe Abschätzung dienen. Es wird ein anderer Zugang zur Blasengröße benötigt.

Korrelationen für die Blasengröße

Die Kleinblasen entstehen zunächst am Begaser. Dabei wird zwischen Blasenbegasen und Strahlbegasen unterschieden. Beim Blasenbegasen bildet das in die Flüssigkeit strömende Gas eine Blase, die sich durch ihre Auftriebskraft von der Begaseröffnung löst. Beim Strahlbegasen strömt das Gas so schnell durch die Begaseröffnung, dass sich ein Gasstrahl bildet, der sich erst in einiger Entfernung von der Begaseröffnung in die einzelnen Blasen aufteilt. Die Begaser der Blasensäule wurden so ausgelegt, dass beim normalen Betrieb keine Flüssigkeit durch den Begaser regnet. Dies bedingt, dass in den meisten Fällen Strahlbegasen vorliegt. Lediglich bei sehr kleinen Gasdichten und Gasleerrohrgeschwindigkeiten liegt Blasenbegasen vor.

Für die Blasengröße am Begaser gibt es zahlreiche Veröffentlichungen (IDOGAWA e.a. 1987; TSUGE e.a. 1997; TSUGE e.a. 1981; KLING 1962; MIYAHARA e.a. 1997, GADDIS 1986). In Tabelle 6-2 sind einige der daraus entstandenen Korrelationen aufgelistet. Dabei sind die Korrelationen 1, 2 und 3 einfache Korrelationen, bei denen die Gasgeschwindigkeit $v_{G,O}$ durch den Begaser keiner Rolle spielt. Die dabei zu Grunde liegenden Versuche erfolgten bei Gasgeschwindigkeiten, bei denen die Ablösung der Gasblasen durch die Auftriebskraft erfolgt.

Tabelle 6-2: Korrelationen zur Abschätzung der Blasengröße am Begaser

Nr.	Autor	Korrelation	Randbedingungen
1	MIYAHARA 1997	$d_B = 2,9 \cdot \left(\frac{d_O \cdot \sigma}{\rho_L \cdot g} \right)^{1/3}$	$\frac{We}{Fr^{0,5}} \leq 1$
2	IDOGAWA 1987 (I)	$d_B = 3,91 \cdot \rho_G^{-0,07} \cdot \left(\frac{\sigma}{\sigma_{H_2O}} \right)^{0,22 \cdot \exp(-p_i)}$	$\rho_G = 0,084 - 120,8 \text{ kg m}^{-3}$ $u_G = 0,5 - 5 \text{ cm s}^{-1}$ $\sigma = 0,0226 - 0,0721 \text{ N m}^{-1}$ $d_O = 1 \text{ mm}$
3	SARRAFI 1999	$d_B = \left(\frac{6 \cdot d_O \cdot \sigma}{g \cdot \Delta \rho} \right)^{1/3}$	Einzelblasenentstehung
4	GADDIS; VOGELPOHL 1986	$d_B^3 = S + \frac{L}{d_B} + \frac{T}{d_B^2}$ $S = \frac{6 \cdot d_O \cdot \sigma}{\Delta \rho \cdot g} \cdot \left(1 - \frac{We_G}{4} \right)$ $L = \frac{81 \cdot \eta_L \cdot \dot{V}}{\pi \cdot \Delta \rho \cdot g}$ $T = \left(\frac{135}{4 \cdot \pi^2} + \frac{27 \cdot \rho_G}{\pi^2 \cdot \rho_L} \right) \cdot \frac{\rho_L \cdot \dot{V}^2}{\Delta \rho \cdot g}$ $We_G = \frac{d_O \cdot \rho_G \cdot v_{G,O}^2}{\sigma}$	$We_G \leq 4 \cdot \left(1 - \frac{d_O}{d_B} \right)$ $d_O \leq \sqrt{\frac{6 \cdot \sigma}{\rho_L \cdot g}}$ vereinfachte Form: $d_B = \left[S^{4/3} + L + T^{4/5} \right]^{1/4}$
5	IDOGAWA 1987 (II)	$d_B = 0,02 \cdot We^{-0,02} \cdot Re_G^{-0,16}$ $Re_G = \frac{v_O \cdot d_O \cdot \rho_G}{\mu_G}$ $We = \frac{v_O^2 \cdot d_O \cdot \rho_L}{\sigma}$	40 cm Höhe über dem Begaser

Die Korrelation von GADDIS setzt sich aus drei Einzeltermen zusammen. Der Term S erfasst das Zusammenspiel zwischen Oberflächenspannung und Auftriebskraft. Dieser Term ist in ähnlicher Form auch in Korrelation 1 und 3 vorhanden. Die Auftriebskraft muss groß genug sein, um die Oberflächenenergie aufzubringen, die zum „Verschließen“ der fehlenden Oberfläche zwischen Begaseröffnung und Blase nötig ist. Bei kleinen Begaseröffnungen ist wenig Energie nötig, es entstehen kleine Blasen, bei großen Öffnungen entstehen größere Blasen. Dabei darf die Begaseröffnung eine bestimmte Größe nicht übersteigen (siehe Tabelle 6-2: Randbedingungen). Der Term S spielt nur bei sehr kleinen Gasgeschwindigkeiten eine Rolle.

Der zweite Term L erfasst den Widerstand, den die Flüssigkeit dem Blasenanstieg in der Anfangsphase entgegensetzt. Je höher die Viskosität der Flüssigkeit, desto langsamer löst sich die Blase vom Begaser und desto mehr Gas nimmt die Blase in sich auf, bevor sie sich vom Begaser löst. Dieser Effekt spielt bei viskosen Flüssigkeiten und höheren Gasströmen eine Rolle. Er liegt in der Größenordnung des Terms S .

Der dritte Term T erfasst den mechanischen Impuls, den das Gas durch seine Bewegung durch die Begaseröffnung in die Blase hineinträgt. Diese Geschwindigkeit muss durch die Oberfläche der Blase abgefangen werden. Dadurch verformt sich die Blase. Die eingetragene Energie wird in Oberflächenenergie umgewandelt, die Blase wächst. Schon bei moderaten Gasgeschwindigkeiten ist der Term T der bestimmende Term der Korrelation. Mit steigender Gasgeschwindigkeit und steigender Gasdichte nimmt die Blasengröße zu.

Die Korrelation von GADDIS gilt jedoch nur für das Blasenbegasen. Die meisten Versuche fanden im Bereich des Strahlbegasens statt. Für diesen Bereich gibt es nur wenig Literatur. Die Korrelation 5 ist eine empirisch ermittelte Gleichung. Der Blasendurchmesser nimmt mit steigender Gasdichte und Gasgeschwindigkeit ab.

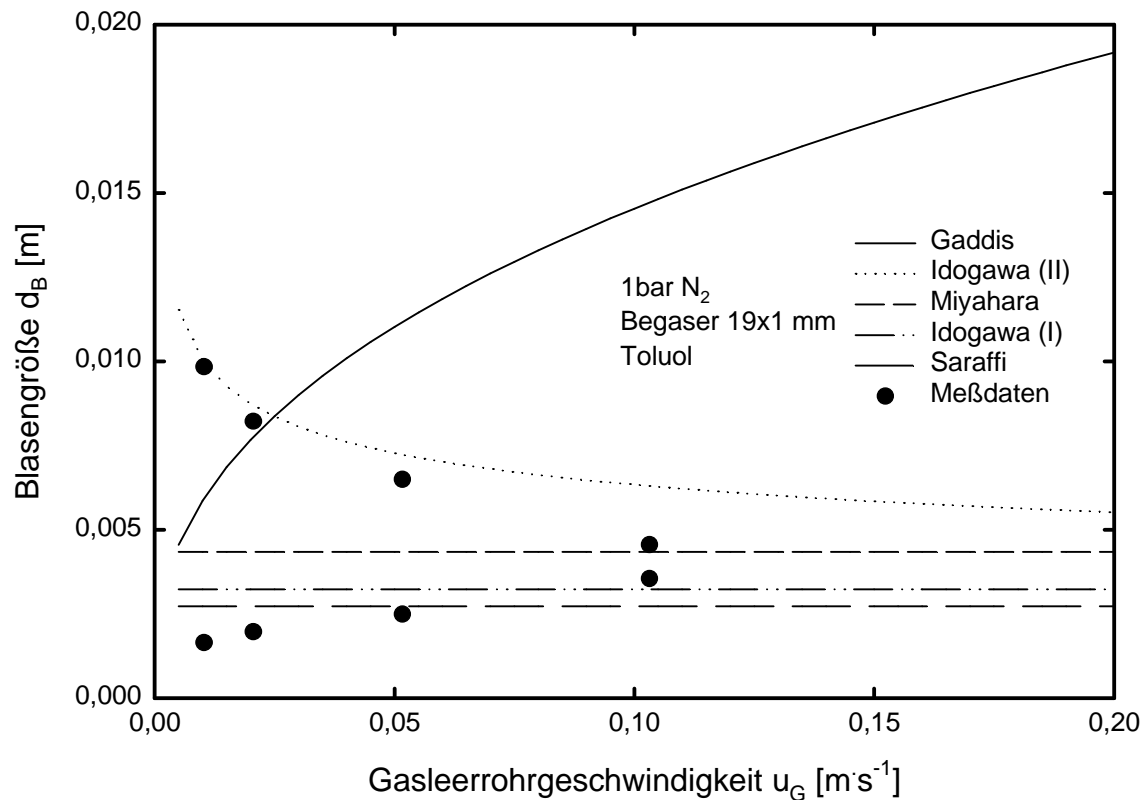


Abbildung 6-4: Berechnete Blasendurchmesser für Toluol bei 20°C und 1 bar N₂ nach den Korrelationen aus Tabelle 6-2 als Funktion der Gasgeschwindigkeit

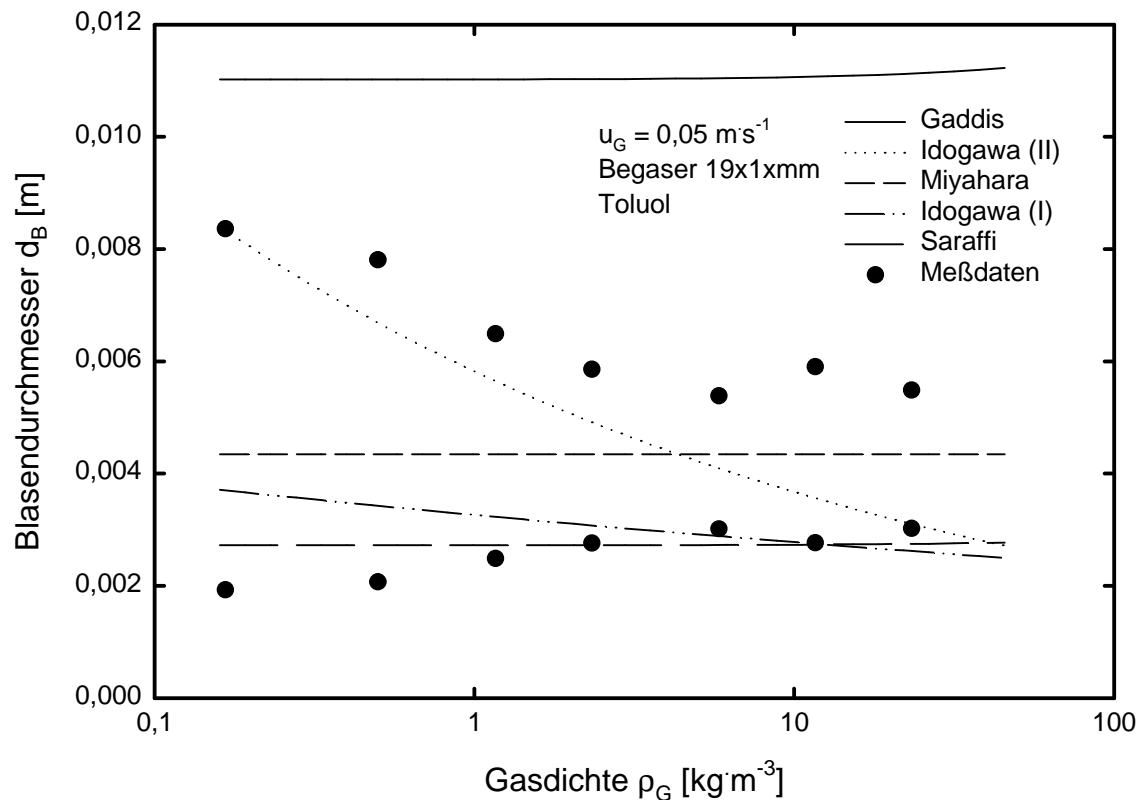


Abbildung 6-5: Berechnete Blasendurchmesser für Toluol bei 20°C nach den Korrelationen aus Tabelle 6-2 als Funktion der Gasdichte

In Abbildung 6-4 und Abbildung 6-5 sind die Verläufe der Korrelationen als Funktion der Gasgeschwindigkeit bzw. Gasdichte eingetragen. Zum Vergleich sind die entsprechenden Werte für die Blasengröße aus Abbildung 6-3 als schwarze Punkte eingetragen. Da es für jede Blasengeschwindigkeit zwei mögliche Blasengrößen gibt, sind die Messwerte paarweise vorhanden. Der obere Punkt entspricht dem größeren Blasendurchmesser. Einige Blasengeschwindigkeiten liegen im „verbotenen“ Bereich. Diese Werte wurden nicht mit aufgenommen.

Die Korrelation von GADDIS liefert zu hohe Werte für den Blasendurchmesser. Dies ist nicht verwunderlich, da die meisten Messwerte ohnehin außerhalb des Gültigkeitsbereiches liegen. Die Gleichungen von MIYAHARA und SARAFFI zeigen keine sichtbare Abhängigkeit des Blasendurchmessers, weder von der Gasdichte, noch von der Blasengeschwindigkeit. Bei den Messwerten ist dagegen eine eindeutige Abhängigkeit von diesen Einflussgrößen zu erkennen. Diese Korrelationen können als nicht zutreffend verworfen werden.

Die Korrelation Nummer 4 von IDOGAWA beschreibt die Tendenz für die größeren der Messwerte ziemlich gut: Die Blasengröße nimmt mit steigender Gasgeschwindigkeit und Gasdichte ab. Für die kleinere Lösung der Messwerte dagegen bietet sich keine der betrachteten Korrelationen an.

Zur Abschätzung der Blasengröße der Kleinblasen kann die Gleichung von IDOGAWA herangezogen werden.

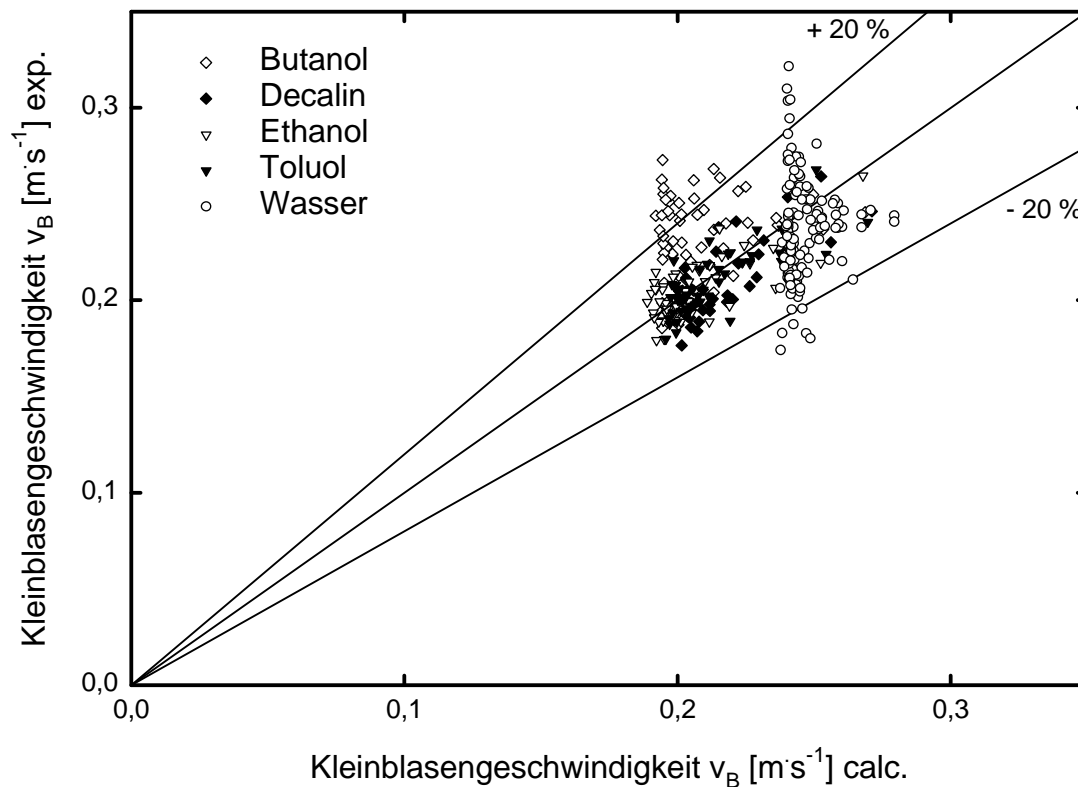


Abbildung 6-6: Paritätsplot der berechneten und der experimentell ermittelten Kleinblasengeschwindigkeiten

In Abbildung 6-6 sind die so berechneten Kleinblasengeschwindigkeiten mit den gemessenen Kleinblasengeschwindigkeiten als Paritätsplot aufgetragen. Die Übereinstimmung ist für die Flüssigkeiten Ethanol, Toluol und Decalin sehr gut. Für Butanol werden etwas zu niedrige Werte berechnet. Bei den Werten für Wasser gibt es einige Ausreißer zu höheren und niedrigeren Geschwindigkeiten.

Die Abweichungen bei 1-Butanol lassen sich mit der Viskosität der Flüssigkeit erklären. Bei viskosen Flüssigkeiten gibt es keine scharf abgrenzbaren Blasenklassen, sondern eine breite Blasengrößenverteilung. In den Entgasungsmessungen erhält man keine scharfen Knicke in der Druckkurve sondern eher weiche Übergänge. Dadurch lassen sich die Blasenklassen nicht scharf voneinander trennen und die Bestimmung der Blasengeschwindigkeiten und Gasgehalte der Blasenklassen wird ungenauer. Aus diesem Grund gibt es keine solchen Werte für Ethylenglycol.

Die Kleinblasengeschwindigkeiten lassen sich gut mit den berechneten Primärblasengrößen vorhersagen. Es spricht nichts dagegen, die Kleinblasengröße gleich der berechneten Primärblasengröße zu setzen.

6.1.2 Großblasen

Blasen sind nur bis zu einer bestimmten Größe stabil. Wird diese Maximalgröße überschritten, dann zerfällt die Blase. In jüngeren Veröffentlichungen wurde häufig die KELVIN-HELMHOLTZ-Instabilität als Grund für den Blasenzerfall angeführt. (LETZEL 1998; WILKINSON 1990; Dissertation WILKINSON 1991) Dabei wird das Wachstum von Wellen an der Gas-Flüssig-Grenzfläche betrachtet. Kleine Störungen der glatten Grenzfläche schaukeln

sich unter bestimmten Bedingungen zu großen Wellen auf, die die Blase letztendlich zerstören. Der Wachstumsfaktor ω einer Störung ergibt sich:

$$\omega^2 = \frac{\rho_L \cdot \rho_G \cdot v_{\text{slip}}^2 \cdot K^2}{(\rho_L + \rho_G)^2} - \frac{\sigma \cdot K^3 - g \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot K}{\rho_L + \rho_G}$$

Gleichung 6-2: Kelvin-Helmholtz-Instabilität

Dabei ist K die Wellenzahl

$$K = \frac{2 \cdot \pi}{\lambda}$$

Ist die rechte Seite der Gleichung 6-2 negativ, dann wird eine auftretende Störung gedämpft und die Blase ist stabil. Ist die rechte Seite jedoch positiv, dann wächst die Störung, auftretende Wellen werden mit der Zeit größer. Die maximale stabile Wellenlänge ergibt sich zu:

$$\lambda_{\text{max,stabil}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot \sqrt{\frac{\sigma}{g \cdot \Delta \rho}}}{\frac{\rho_L}{\rho_L + \rho_G} \cdot \frac{\rho_G \cdot v_{\text{slip}}^2}{2 \cdot \sqrt{\sigma \cdot g \cdot \Delta \rho}} + \sqrt{1 + \frac{(\rho_L \cdot \rho_G \cdot v_{\text{slip}}^2)^2}{4 \cdot \sigma \cdot g \cdot \Delta \rho \cdot (\rho_L + \rho_G)^2}}}$$

Gleichung 6-3: Maximale stabile Wellenlänge nach Kelvin-Helmholtz

Die größte Instabilität ergibt sich bei etwas größerer Wellenlänge λ :

$$\lambda_{\text{instabil}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot \sigma}{g \cdot \Delta \rho}}}{\frac{\rho_L}{\rho_L + \rho_G} \cdot \frac{\rho_G \cdot v_{\text{slip}}^2}{2 \cdot \sqrt{3 \cdot \sigma \cdot g \cdot \Delta \rho}} + \sqrt{1 + \frac{(\rho_L \cdot \rho_G \cdot v_{\text{slip}}^2)^2}{12 \cdot \sigma \cdot g \cdot \Delta \rho \cdot (\rho_L + \rho_G)^2}}}$$

Gleichung 6-4: Instabilste Wellenlänge nach Kelvin-Helmholtz

Die zerfallende Blase muss auf jeden Fall größer sein, als die sie zerstörende Welle. Ist die Blase kleiner als $\lambda_{\text{max,stabil}}$, dann ist die Blase auf jeden Fall stabil. Mit steigender Gasdichte nehmen $\lambda_{\text{max,stabil}}$ und $\lambda_{\text{instabil}}$ ab. Die maximale stabile Blasengröße wird mit steigender Gasdichte erwartungsgemäß kleiner. Allerdings ist nicht klar, in welchem Verhältnis Blasengröße und Wellenlänge zueinander stehen müssen, damit die Blase tatsächlich zerfällt. Weiterhin ist die Relativgeschwindigkeit v_{slip} zwischen Gas und Flüssigkeit nicht bekannt. Die Aufstiegsgeschwindigkeit der Blase v_B stellt hier nur einen Maximalwert dar. In großen Blasen (oder Tropfen) gibt es eine innere Zirkulation. Das Gas strömt in der Mitte der Blase nach oben und an den seitlichen Wänden nach unten (siehe Abbildung 6-7 und CLIFT „Bubbles, Drops and Particles“). Dadurch wird v_{slip} wesentlich verringert und der Wachstumsfaktor ω wird negativ: die auftretenden Störungen werden gedämpft. Die KELVIN-HELMHOLTZ-Theorie ist also kein praktikabler Ansatz zur Abschätzung der Blasengröße.

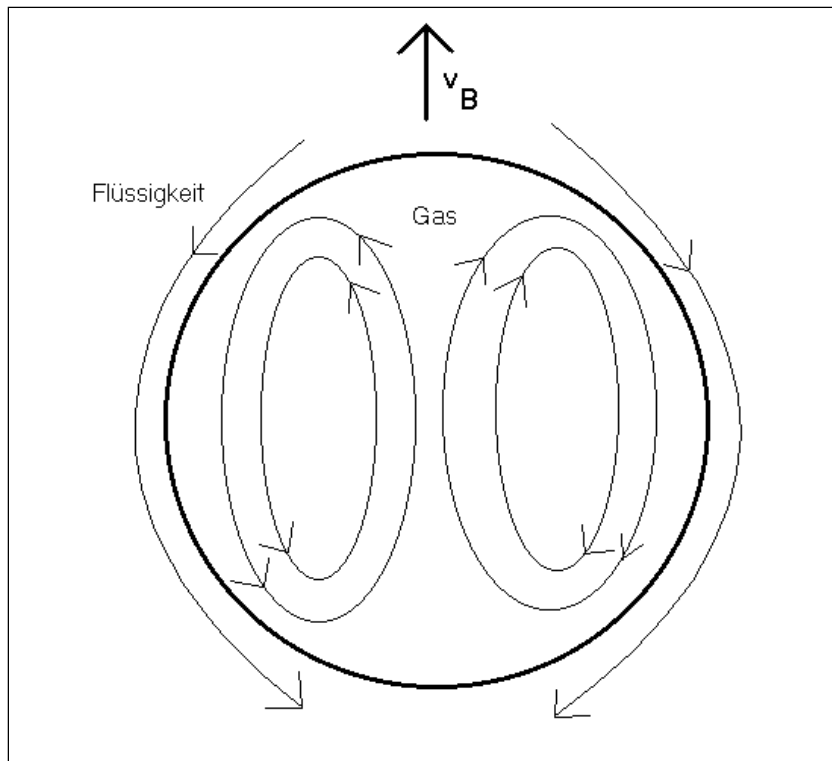


Abbildung 6-7: innere Zirkulation einer Blase

Ein Maß für die Stabilität einer Blase ist die WEBER-Zahl:

$$We = \frac{v_B^2 \cdot d_B \cdot \rho_G}{\sigma}$$

Gleichung 6-5: Weber-Zahl

Sie vergleicht die Trägheitskraft des Gases mit der Oberflächenspannung. Ist die Masse des Gases groß genug, um die Oberflächenspannung zu überwinden, dann zerfällt die Blase. Die kritische WEBER-Zahl wird meistens mit $We = 1$ angegeben.

Die Geschwindigkeit v_B berechnet sich aus dem Blasendurchmesser d_B nach MENDELSON und MANERI:

$$v_B = \sqrt{\frac{2 \cdot c \cdot \sigma_L}{\rho_L \cdot d_B} + \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \cdot \frac{g \cdot d_B}{2}}$$

Gleichung 6-6: Blasengeschwindigkeit nach Mendelson Maneri

Durch Einsetzen von Gleichung 6-6 in Gleichung 6-5 und Umstellen der Gleichung nach dem Blasendurchmesser kann man durch einsetzen der kritischen WEBER-Zahl einen maximalen Blasendurchmesser ermitteln. Für den maximalen Blasendurchmesser ergibt sich:

$$d_{B,max} = \sqrt{\frac{We_c \cdot \rho_L \cdot 2 \cdot \sigma}{(\rho_L - \rho_G) \cdot \rho_G \cdot g} - \frac{4 \cdot c \cdot \sigma}{(\rho_L - \rho_G) \cdot g}}$$

Gleichung 6-7: Maximaler Großblasendurchmesser

Bei kleinen Gasdichten kann der maximale Blasendurchmesser dabei größer als der Blasensäulendurchmesser werden. Dies ist nicht möglich: darum wird die Blasengröße auf den halben Blasensäulendurchmesser begrenzt. Trägt man nun die Blasengröße über der

Gasdichte auf, dann erhält man eine Kurve in zwei Abschnitten (siehe Abbildung 6-8): Bei Gasdichten $\rho_G < 2 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ beträgt die Blasengröße konstant ihr Maximum des halben Blasensäulendurchmessers. Liegt die Gasdichte $\rho_G > 2 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ nimmt die Blasengröße mit steigender Gasdichte ab. Der Exponent der Gasdichte ist in diesem Fall $-0,5$. Berechnet man daraus die Blasaufstiegsgeschwindigkeit, so erhält man eine ähnliche Kurve, wie in Abschnitt „Ergebnisse“ für die Großblasengeschwindigkeit. Allerdings sind die berechneten Großblasengeschwindigkeiten mit maximal $v_B = 0,5 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ wesentlich kleiner als die gemessenen Geschwindigkeiten mit bis zu $v_B = 1,4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$.

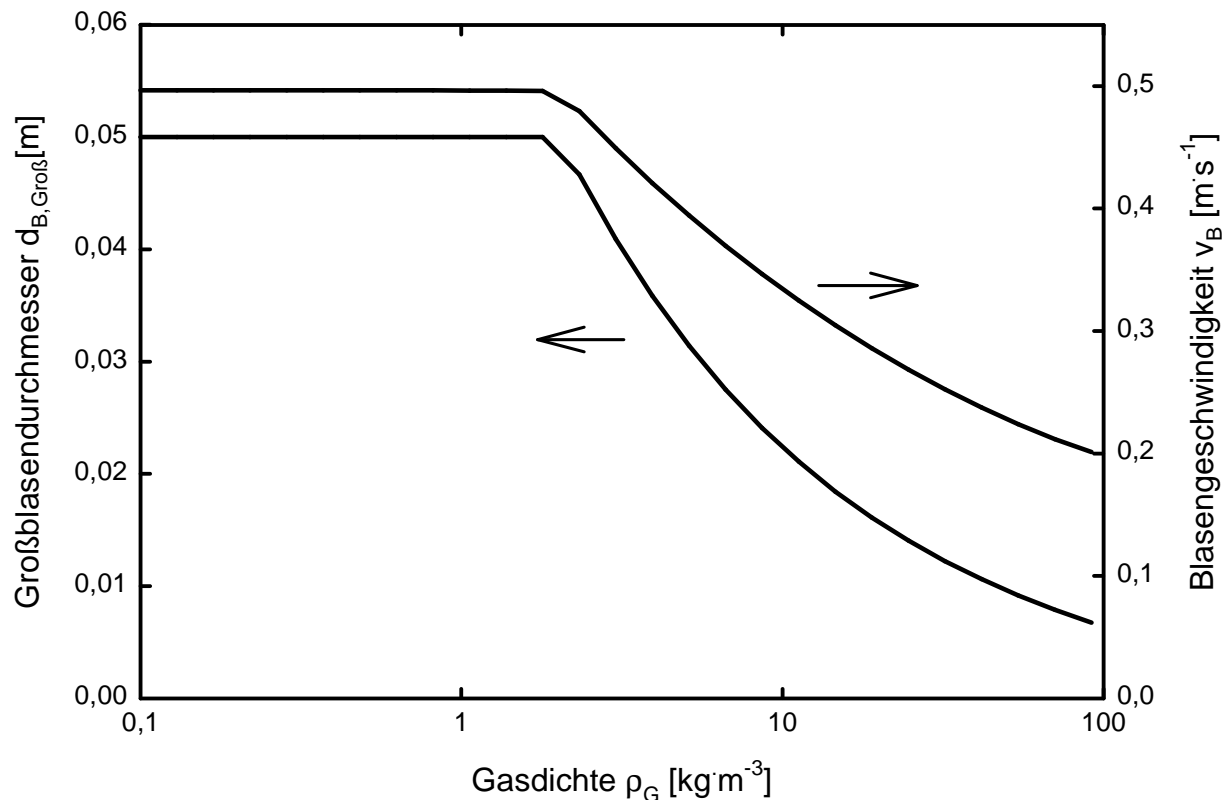


Abbildung 6-8: Maximaler Großblasendurchmesser und Großblasengeschwindigkeit als Funktion der Gasdichte

6.2 Übergang vom homogenen zum heterogenen Blasenregime

Steigert man bei sonst gleichen Betriebsbedingungen die Gasleerohrgeschwindigkeit u_G , so wird irgendwann ein Punkt erreicht, an dem sich ein Teil der Kleinblasen zu Großblasen vereinigt und sehr schnell aus dem Dispersionsvolumen entweicht. Diese Übergangsgasgeschwindigkeit $u_{G,t}$ (t = transition) ist abhängig von den Stoffeigenschaften Oberflächenspannung und Viskosität und wächst mit zunehmender Gasdichte.

Eine gute Veröffentlichung zu diesem Thema stammt von REILLY et. al. (1994). Eine Reihe organischer Flüssigkeiten und Wasser wurden genutzt, um den Gasgehalt bei verschiedenen Gasdichten zu ermitteln. Für den Gasgehalt am Übergangspunkt wurde folgende Beziehung gefunden:

$$\varepsilon_{G,t} = 0,59 \cdot B^{1,5} \cdot \sqrt{\frac{\rho_G^{0,96} \cdot \sigma^{0,12}}{\rho_L}}$$

Gleichung 6-8: Übergangsgasgehalt nach REILLY

Die Konstante B lag im Mittel bei $B = 3,9$. Es ist aber anzunehmen, dass sich für andere Versuchsanlagen andere Werte für B ergeben.

Der Gasgehalt im Übergangspunkt $\varepsilon_{G,t}$ entspricht dem Kleinblasengehalt im heterogenen Regime. So kann die Gleichung 6-8 anhand der eigenen Daten überprüft werden. In Abbildung 6-9 sind die Werte für Toluol im heterogenen Regime aufgetragen. Der neue Wert für die Konstante B wäre $B = 3,33$. Allerdings ist keine gute Linearität gegeben. Die Gleichung 6-8 von REILLY stellt für unsere Messungen nur eine grobe Näherung dar.

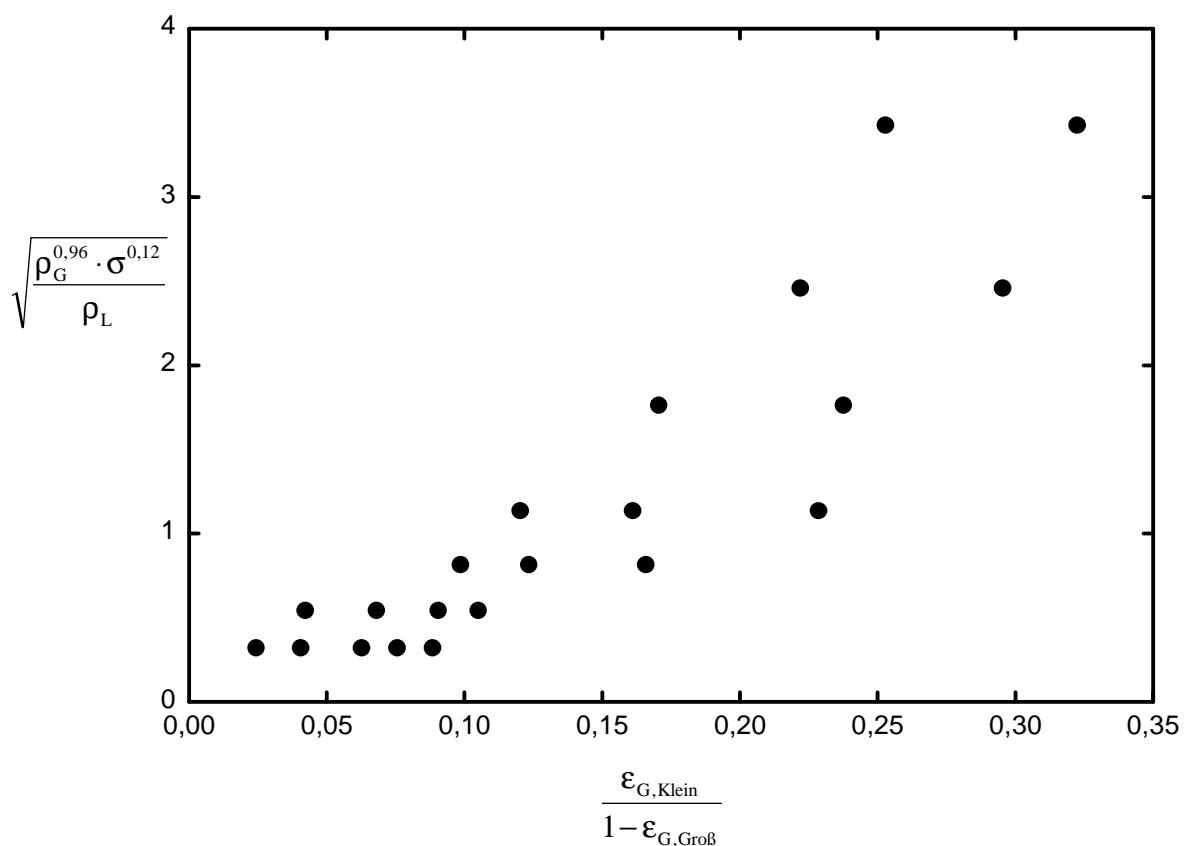


Abbildung 6-9: Auftragung von Gleichung 6-8 über den Kleinblasengehalt im heterogenen Regime (Toluol)

Ein anderes interessantes Bild ergibt sich, wenn man den Kleinblasenstrom über der Kleinblasengröße aufträgt. (siehe Abbildung 6-10) Die Daten für den heterogenen Betriebszustand zeigen einen engen Zusammenhang zwischen der Blasengröße und dem maximalen Kleinblasenstrom. Dabei zeigen die Gasdichte und die Leerrohrgeschwindigkeit keinen Einfluss. Je größer die Kleinblasen, desto geringer ist der maximale Kleinblasenstrom. Die Blasengröße ist der limitierende Faktor für die Leerrohrgeschwindigkeit.

In der Promotion von WILKINSON findet sich ein interessanter Ansatz zur Erklärung dieses Phänomens.

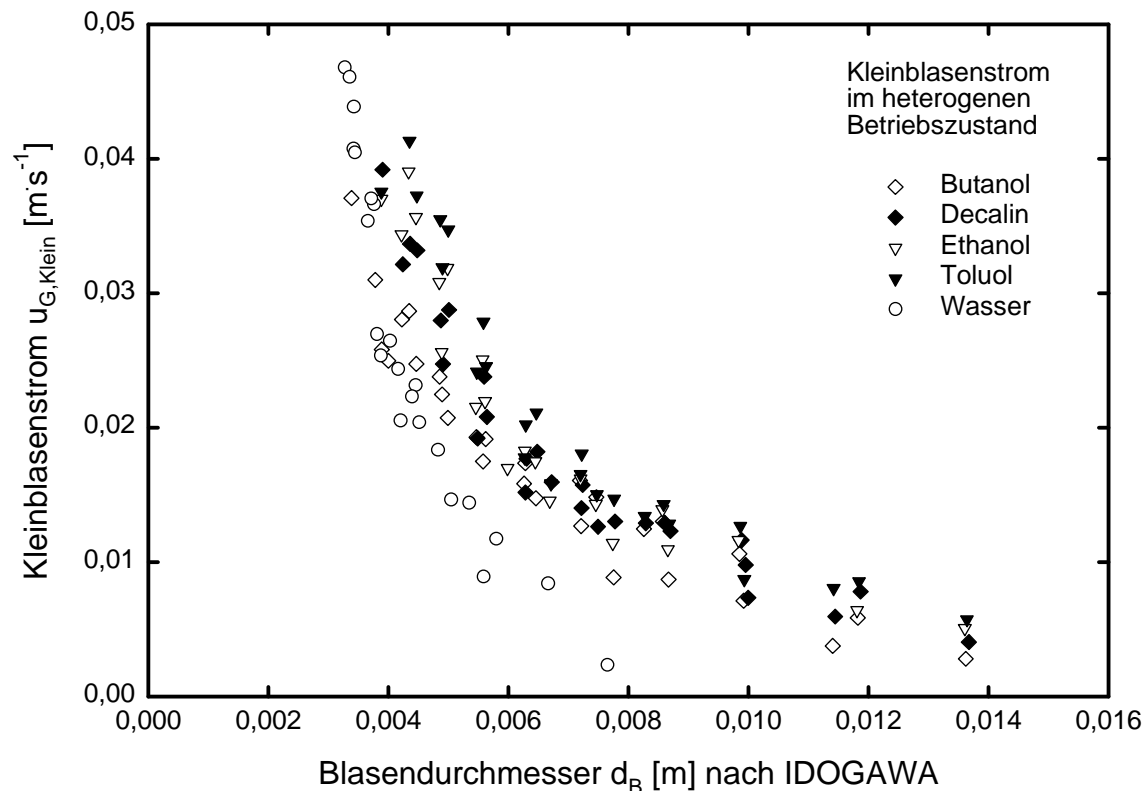


Abbildung 6-10: Kleinblasenstrom als Funktion des Kleinblasendurchmesser im heterogenen Betriebszustand

Eine Blase ist stabil, solange die lokale Schubspannung τ durch Mikroturbulenzen kleiner ist, als die Oberflächenspannung der Blasen.

$$\tau > \frac{\sigma}{d_B}$$

Gleichung 6-9: Schubspannung

Der Grenzfall lässt sich durch die kritische WEBER-Zahl beschreiben:

$$We_{krit} = \frac{\tau \cdot d_{B,max}}{\sigma}$$

Gleichung 6-10: Kritische Weber-Zahl für die Schubspannung auf Kleinblasen

Die Schubspannung kann auch durch die Geschwindigkeit der Mikroturbulenzen beschrieben werden:

$$\tau = \frac{\rho_L}{2} \cdot v_{turb}^2$$

Die Geschwindigkeit der Mikroturbulenzen v_{turb} hängt von der in die Flüssigkeit eingetragenen Energie und der Größe der Turbulenzen ab. Die eingetragene Energie entspricht der potenziellen Energie, die die Blasen während ihres Aufstieges freisetzen. Diese Energie wird vollständig durch die innere Reibung der Flüssigkeit in Wärme umgewandelt.

$$v_{\text{turb}}^2 = 2 \cdot \left(\frac{d_{\text{turb}}}{\rho_L} \cdot \frac{P}{V_L} \right)^{2/3} = 2 \cdot \left(\frac{d_{\text{turb}}}{\rho_L} \cdot u_{G,\text{Klein}} \cdot g \cdot \Delta\rho \right)^{2/3}$$

Gleichung 6-11: Turbulenzgeschwindigkeiten

WILKINSON ging davon aus, dass die Mikroturbulenzen den Zerfall von Großblasen verursachen. Dies konnte jedoch nicht bestätigt werden. Die Großblasenstabilität lässt sich mit der gasbezogenen WEBER-Zahl We_G wesentlich besser abschätzen.

Dennoch haben ausreichend schnelle Mikroturbulenzen einen Einfluss auf die Blasen. Die Blasen werden jedoch nicht zerstört, sondern lediglich aus ihrer Bahn abgelenkt und ins Innere des Wirbels gezogen. Gelangen zwei oder mehr Kleinblasen in den Bereich eines ausreichend starken Mikrowirbels, so werden alle Blasen in das Zentrum des Wirbels gesogen. Dort kommt es dann zur Koaleszenz der Blasen und zur Bildung einer Großblase.

Die kritische WEBER-Zahl We_{krit} liegt je nach Veröffentlichung zwischen 0,6 bis 4,7.

Die Größe der Mikroturbulenz d_{turb} ist nicht bekannt. Sie muss jedoch in der Größenordnung der Blasen liegen. Eine geringere Wirbelgröße hat nicht genügend Energie, mehr als eine Blase aufzusaugen. Ein größerer Wirbel transportiert die Blase im Ganzen weiter, er hat nicht genügend Schergefälle, um die Blase zu deformieren. Mit Gleichung 6-12 lässt sich die kritische WEBER-Zahl aus den Messdaten ermitteln.

$$We_{\text{krit}} = \frac{d_{B,\text{max}}}{\sigma} \cdot \rho_L \cdot \left(\frac{d_{B,\text{max}}}{\rho_L} \cdot u_{G,\text{Klein}} \cdot g \cdot \Delta\rho \right)^{2/3}$$

Gleichung 6-12: Kritische Weber-Zahl für die Koaleszenz von Kleinblasen

Dabei wird für die Blasengröße $d_{B,\text{max}}$ die nach IDOGAWA berechnete Blasengröße eingesetzt. Die kritische WEBER-Zahl lässt sich nur für den heterogenen Betriebszustand bestimmen, da ansonsten der Kleinblasenstrom $u_{G,\text{Klein}}$ noch nicht sein Maximum erreicht hat.

Für die durchgeführten Versuche ergeben sich WEBER-Zahlen in dem Bereich von $We = 0,6 - 3,5$. Die so ermittelte WEBER-Zahl ist also keine Konstante, sondern wiederum abhängig von Gasdichte, Gasgeschwindigkeit und den anderen Einflussgrößen.

Kritisch ist die Gleichsetzung der Turbulenzgröße mit dem Blasendurchmesser $d_{\text{turb}} = d_{B,\text{max}}$. Die Größe der Mikroturbulenzen hängt nicht allein von der Größe der Kleinblasen ab, sondern auch von der eingetragenen Energie und den spezifischen Stoffeigenschaften der Flüssigkeit.

Wandelt man Gleichung 6-12 leicht ab, so erhält man eine brauchbare Abschätzung des maximalen Kleinblasenstromes:

$$\text{Konst.} = d_{B,\text{max}} \cdot \rho_L \cdot \left(u_{G,\text{Klein}} \cdot g \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho_L} \right)^{2/3}$$

Gleichung 6-13: Abgewandelte Form von Gleichung 6-12

Die Oberflächenspannung σ und die Turbulenzgröße d_{turb} verschwinden aus der Gleichung und man erhält für alle Flüssigkeiten einen konstanten Wert.

In Abbildung 6-11 sind die Ergebnisse über dem Kleinblasenstrom $u_{G,\text{Klein}}$ aufgetragen. Der Mittelwert aller Messungen ist $\text{Konst.} = 1,57$. Dabei zeigen die einzelnen Flüssigkeiten Abweichungen von diesem Mittelwert (siehe Tabelle 6-3).

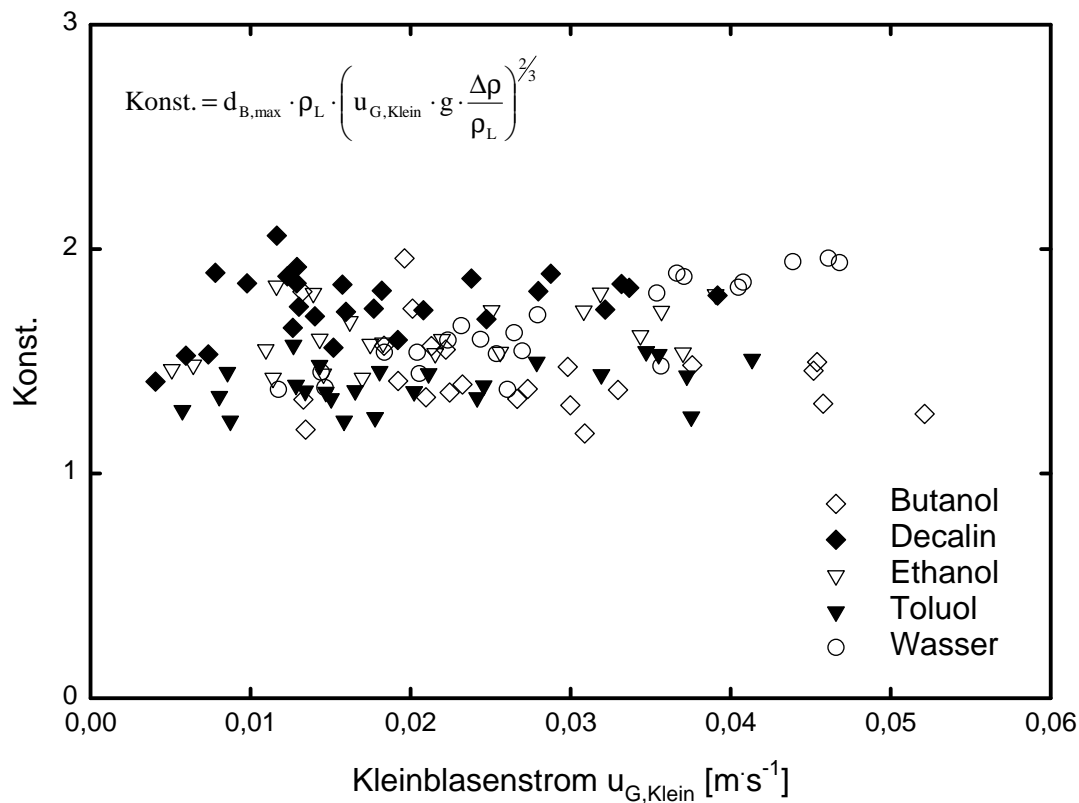


Abbildung 6-11: Auftragung der Ergebnisse von Gleichung 6-13 über dem Kleinblasenstrom

Tabelle 6-3: Mittlere Werte für den Term Konst aus Gleichung 6-13

Flüssigkeit	Butanol	Decalin	Ethanol	Toluol	Wasser	Mittelwert
Konstante	1,45	1,76	1,61	1,40	1,65	1,57

Es ist nun möglich, die Grenzgasgeschwindigkeit $u_{G,t}$ für den Übergang zwischen homogenem und heterogenem Betriebszustand abzuschätzen. Dabei handelt es sich um einen empirisch gefundenen Zusammenhang. Eine bessere Abschätzung der Größe der Mikroturbulenzen d_{turb} könnte dieses Modell wesentlich verbessern.

6.3 Blasengeschwindigkeiten

Die Blasengeschwindigkeiten hängen von zwei Faktoren ab. Die Blasengröße determiniert die Aufstiegsgeschwindigkeit einer Einzelblase in der freien Flüssigkeit. Die Berechnung erfolgt mit der Gleichung nach MENDELSON und MANERI. Gleichzeitig wird die Blase in ihrem Aufstieg durch benachbarte Blasen und die Reaktorwand behindert und sie kann durch herauf strömende Flüssigkeit beschleunigt werden.

6.3.1 Kleinblasengeschwindigkeit

Die Kleinblasengeschwindigkeit wurde im Kapitel 6.1.1 ausführlich behandelt.

6.3.2 Großblasengeschwindigkeit

Der Durchmesser der Großblasen $d_{B,Groß}$ berechnet sich nach Gleichung 6-7. Die Blasenauftiegs geschwindigkeit in der freien Flüssigkeit wird nach MENDELSON und MANERI ermittelt. In einer Blasensäule wird der Aufstieg einer großen Blase durch Wande effekte gehemmt. Diese Hemmung ist schon bei einem Blasendurchmesser von 1/10 des Blasensäulendurchmessers signifikant und wird mit zunehmenden Blasendurchmesser schnell größer. Für mittlere Blasengrößen findet sich bei CLIFT („Bubbles, Drops and Particles“) folgende Beziehung:

$$\frac{v_B}{v_{B,frei}} = \left[1 - \left(\frac{d_B}{d_{BS}} \right)^2 \right]^{3/2}$$

Gleichung 6-14: Blasenauftiegs hemmung für mittlere Blasen

Diese Gleichung gilt für Blasen mit $Bo < 40$; $Re > 200$ und $d_B/d_{BS} < 0,6$.

Für große Blasen wurde eine andere Beziehung gefunden (LETZEL ET AL 1999):

$$\frac{v_B}{v_{B,frei}} = 1,13 \cdot e^{-\frac{d_B}{d_{BS}}}$$

Gleichung 6-15: Blasenauftiegs hemmung für große Blasen

Diese Gleichung gilt für $Bo > 40$ und für $0,125 < d_B/d_{BS} < 0,6$. Für $d_B/d_{BS} < 0,125$ können die Wande effekte vernachlässigt werden; die Aufstiegs geschwindigkeit entspricht der freien Aufstiegs geschwindigkeit.

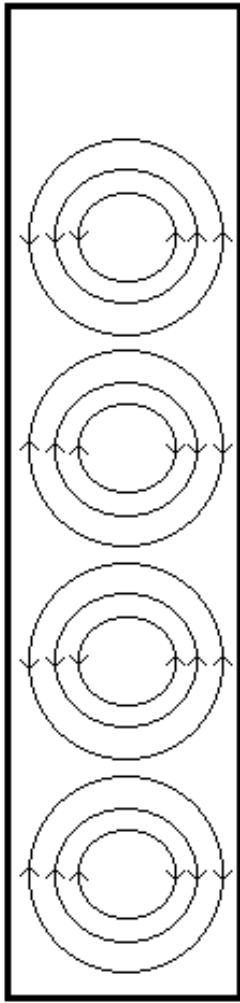


Abbildung 6-12: Makroturbulenzen in einer Blasensäule

Die Großblasengeschwindigkeit dürfte in diesem Fall $v_B = 0,4 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ nicht überschreiten, tatsächlich werden aber wesentlich höhere Geschwindigkeiten beobachtet. Da die Relativgeschwindigkeit der Blasen zur Flüssigkeit nicht wachsen kann, muss die Flüssigkeit die Blasen in ihrer Bewegung mitschleppen. Die Turbulenzgeschwindigkeit der Flüssigkeit kann mit empirischen Gleichungen beschrieben werden. In der Literatur trifft man oft auf die Korrelation von ZEHNER (1986) (KRISHNA 1999; GROEN 1996; VIAL 2001)

$$v_{turb} = 0,737 \cdot (u_G \cdot g \cdot d_{BS})^{1/3}$$

Addiert man die so ermittelte Geschwindigkeit der Flüssigkeit zu der Großblasengeschwindigkeit hinzu, erhält man wesentlich höhere Werte für die Großblasengeschwindigkeiten. In Abbildung 6-13 sind die so ermittelten Großblasengeschwindigkeiten über den gemessenen Großblasengeschwindigkeiten als Paritätsplot aufgetragen. Im Mittel erhält man mit der Berechnung sehr gute Werte. Bei sehr großen Geschwindigkeiten werden zu niedrige Werte berechnet. Dabei könnte es sich aber um Messfehler handeln, da sich große Geschwindigkeiten nur ungenau bestimmen lassen. In solchen Fällen sind die Blasen in weniger als einer Sekunde aus dem Messvolumen entwichen. Ein Messfehler von 0,1 s entspricht dann einem Fehler von über 10 %.

Bei kleinen Blasenauftiegspeedigkeiten hingegen ergibt die Berechnung zu hohe Werte. Solche Fälle sind typisch für Betriebszustände, bei denen die Gasleerrohrgeschwindigkeit knapp über der Übergangsgeschwindigkeit $u_{G,t}$ liegt. In solchen Fällen erreichen die Großblasen nicht ihre maximale Größe und sind langsamer, als in der Berechnung vorhergesagt.

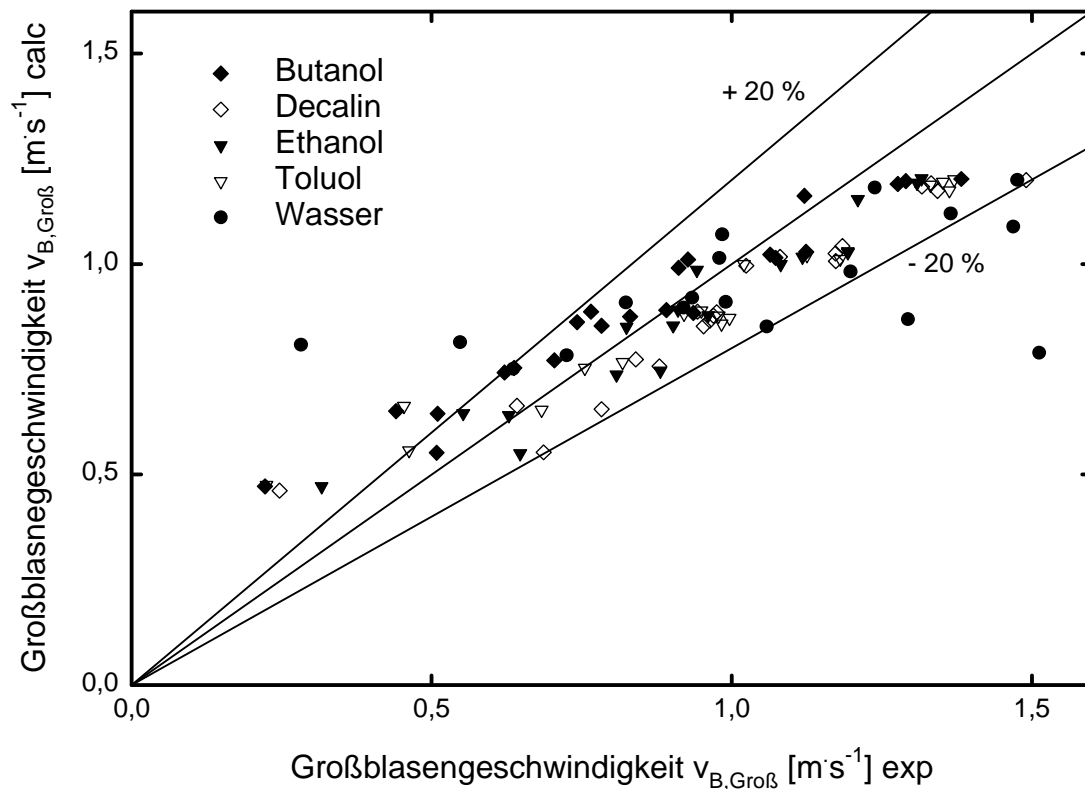


Abbildung 6-13: Vergleich der experimentell ermittelten und der berechneten Großblasengeschwindigkeiten

6.4 Gasgehalt und Stoffübergangszahlen

Die Korrelation des Gasgehaltes ist komplex, da einerseits Stoff- und Betriebsparameter einen Einfluss auf die Blasenbildung und -zerfall haben und andererseits sehr komplexe Vorgänge in dem Zweiphasengemisch ablaufen. Ein interessanter Ansatz zur Lösung des Problems ist die Korrelation von Öztürk (ÖZTÜRK ET. AL. 1987). Dabei werden dimensionslose Kennzahlen miteinander verknüpft. So erstellte Korrelationen sind geeignet, auf andere Systeme (andere Apparate, andere Stoffsysteme) übertragen zu werden. Die hier vorgestellten Korrelationen wurden bereits veröffentlicht (JORDAN, SCHUMPE 2001)

Die zur Anwendung kommenden dimensionslosen Kennzahlen sind im Formelverzeichnis aufgeführt.

Die in dieser Arbeit gewonnen Daten wurden für die Anpassung von Korrelationen verwendet (JORDAN, SCHUMPE 2001). Dabei sind folgende Korrelationen entstanden:

$$Sh' = a_1 \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo^{0,34} \cdot Ga^{0,27} \cdot Fr^{0,72} \cdot \left(1 + 13,2 \cdot Fr^{0,37} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,49} \right)$$

Gleichung 6-16: Korrelation der Stoffübergangszahlen $k_L a^*$ von Jordan, Schumpe 2001

$$\frac{\varepsilon_G}{1 - \varepsilon_G} = b_1 \cdot Bo^{0,16} \cdot Ga^{0,04} \cdot Fr^{0,7} \cdot \left(1 + 27,0 \cdot Fr^{0,52} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,58} \right)$$

Gleichung 6-17: Korrelation des Gasgehaltes ε_G von Jordan, Schumpe 2001

Die Konstanten a_1 und b_1 sind begaserspezifisch

Tabelle 6-4: Begaserspezifische Faktoren der Gleichung 6-16 und Gleichung 6-17

Daten	Begasertyp	Länge Kolonne [m]	Durchmesser Kolonne [m]	a_1	b_1
diese Arbeit	Lochplatte 19 x 1 mm	1,3	0,1	0,522	0,112
diese Arbeit	Lochplatte 1 x 1 mm	1,3	0,1	0,599	0,122
diese Arbeit	Lochplatte 1 x 4,3 mm	1,3	0,1	0,488	0,109
ÖZTÜRK ET.AL. 1987	Begaserrohr 3 mm	0,85	0,095	0,553	0,135
diese Arbeit	Lochplatte 7 x 1 mm	1,0	0,115	0,669	0,153

Der Gültigkeitsbereich für die Korrelationen erstreckt sich über die folgenden Bereiche der dimensionslosen Kennzahlen:

$$71 \leq Sc \leq 68,9 \cdot 10^3$$

$$1,21 \leq Bo \leq 5,39$$

$$825 \leq Ga \leq 1,55 \cdot 10^6$$

$$0,06 \leq Fr \leq 1,22$$

$$93 \cdot 10^{-6} \leq (\rho_G / \rho_L) \leq 0,059$$

In diese Korrelation sind die Messdaten von ÖZTÜRK et.al von 1987 und die Messdaten von Ethanol, 1-Butanol, Decalin und Toluol aus dieser Arbeit eingeflossen. Der mittlere Fehler für den Gasgehalt ε_G liegt bei 11,2% und für die Stoffübergangszahl $k_L a'$ bei 13,8%.

Nun soll geklärt werden, wie gut die experimentellen Ergebnisse aller Stoffe durch die verschiedenen Korrelationen widerspiegelt werden. Zunächst wird der Gasgehalt betrachtet.

Tabelle 6-5: Vergleich der mittleren Fehler für die Korrelationen des Gasgehaltes

Korrelation	mittlerer Fehler [%]
HIKITA 1980	30,0%
HAMMER 1984	39,1%
IDOGAWA 1985	58,3%
REILLY 1986	112%
IDOGAWA 1987	83,6%
WILKINSON 1992	75,5%
LETZEL 1999	46,2%
JORDAN SCHUMPE 2001	15,1%
BEKISH 2008	62,5%

Erwartungsgemäß zeigt die Korrelation von Jordan Schumpe 2001 den kleinsten Fehler. Die hier ausgewerteten Daten lagen dieser Korrelation zugrunde. Allerdings ist der Fehler, der sich mit der Korrelation Gleichung 6-17 ergibt größer, als in der zitierten Literatur (JORDAN; SCHUMPE 2001). In dieser Publikation wurden nur die Messwerte für Ethanol, Butanol, Toluol und Decalin ausgewertet. In der Tabelle 6-5 sind auch die Messwerte für Wasser und Ethylenglycol eingeflossen. Schlüsselt man die mittleren Fehler nach den eingesetzten Stoffen auf, dann zeigt sich, dass vor allem die Werte mit Wasser die größten Abweichungen aufweisen. Werden die Werte mit Wasser ausgeschlossen, dann ergibt sich ein mittlerer Fehler von 11,3%.

Tabelle 6-6: Vergleich der mittleren Fehler für die Korrelationen des Gasgehaltes für die einzelnen Substanzen

Korrelation	Butanol	Decalin	Ethanol	Ethylenglycol	Wasser	Toluol
JORDAN SCHUMPE 2001	9,7%	15,5%	11,4%	8,0%	21,7%	12,6%

In Abbildung 6-14 sind die gemessenen und berechneten Gesamtgasgehalte gegeneinander aufgetragen. Es lässt sich erkennen, dass gerade die Werte für Wasser am stärksten von der Parität abweichen.

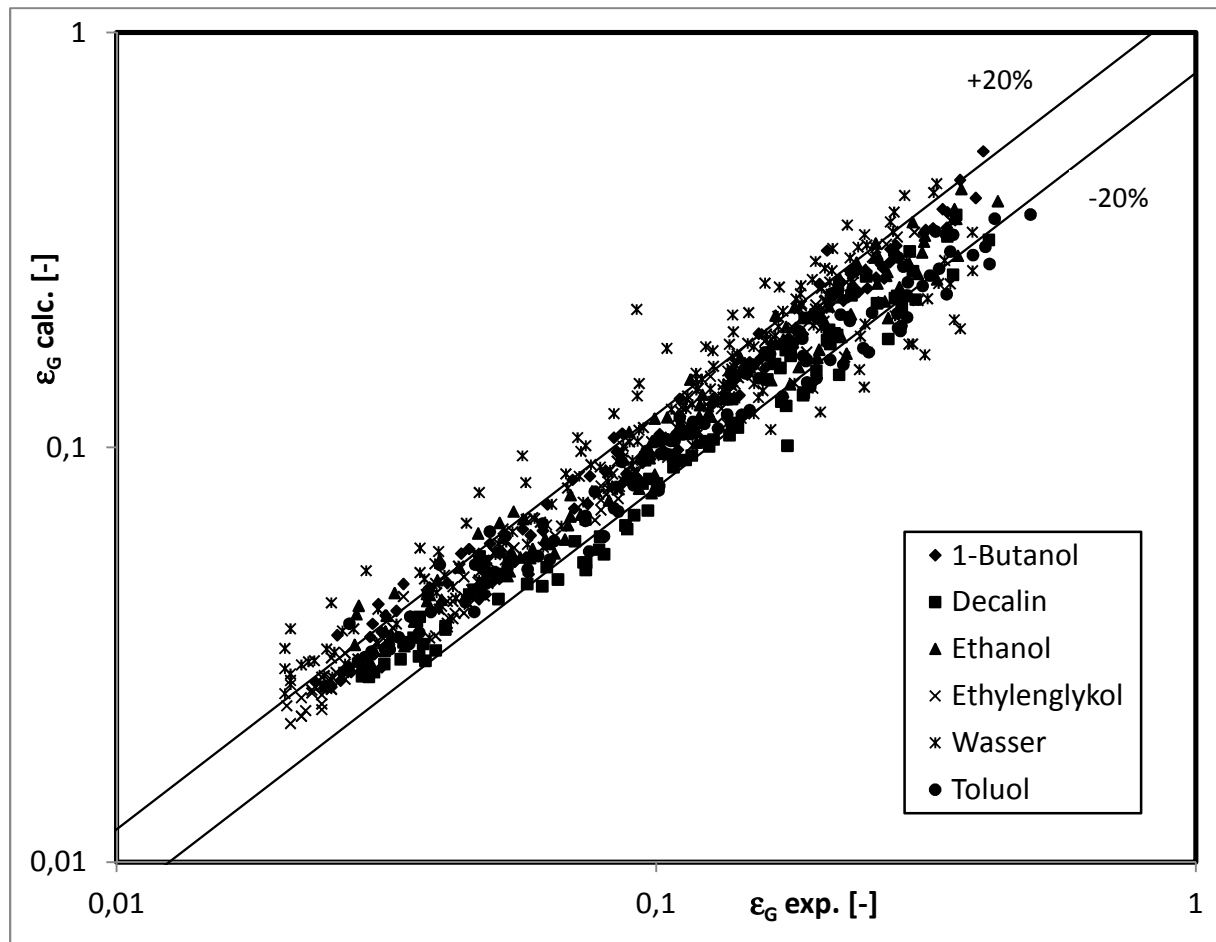


Abbildung 6-14: Paritätsplot der Gesamtgasgehalte aller Messungen dieser Arbeit für Gleichung 6-17 (Jordan, Schumpe 2001)

Bei der Auswertung der Stoffübergangszahlen ergibt sich ein ganz anderes Bild

Tabelle 6-7: Vergleich der mittleren Fehler für die Korrelationen der Desorptionsraten k_{La}^*

Korrelation	mittlerer Fehler [%]
ÖZTÜRK 1987	38,5%
WILKINSON 1992	86,9%
LETZEL 1999	183%
JORDAN SCHUMPE 2001	44,6%
LEMOINE 2008	36,9%

Die Korrelation von JORDAN /SCHUMPE weist mit 44,6% einen größeren Fehler auf, als die Korrelationen von LEMOINE und ÖZTÜRK. In diesem Fall wurden die Daten für die Flüssigkeiten Wasser und Ethylenglykol mit ausgewertet. In der Korrelation von JORDAN/SCHUMPE wurden diese Werte verworfen. Beim Wasser bestand der Verdacht, dass biologischer Bewuchs die Eigenschaften des Wassers verändert hat. Das Ethylenglykol fällt aufgrund seiner hohen Viskosität aus dem Rahmen. In Abbildung 5-21 stammen alle Werte mit einer Viskosität > 3 mPas vom Ethylenglykol. Gerade in diesem Bereich ist der Einfluss der Viskosität auf die Stoffübergangszahl besonders hoch.

Betrachtet man die Fehler der Korrelationen aufgeschlüsselt auf die einzelnen Flüssigkeiten, dann erkennt man, dass Ethylenglykol und Wasser, also die beiden Stoffe, deren Daten bei der Erstellung der Korrelation nicht eingeflossen sind, die größte Abweichung zeigen.

Tabelle 6-8: Vergleich der mittleren Fehler für die Korrelationen der Desorptionsraten k_{La}^* aufgeschlüsselt auf die Flüssigkeiten

	1-Butanol	Decalin	Ethanol	Ethylen- glycol	Wasser	Toluol
ÖZTÜRK 1987	58,2%	58,3%	41,9%	27,8%	29,2%	27,9%
WILKINSON 1992	90,1%	92,3%	87,0%	77,1%	89,1%	87,7%
LETZEL 1999	69,7%	48,0%	52,9%	735,1%	116,4%	25,2%
JORDAN SCHUMPE 2001	12,5%	23,5%	31,8%	113,4%	51,9%	12,3%
LEMOINE 2008	42,8%	43,6%	36,4%	36,6%	38,5%	23,3%

Auch hier ist es so, dass die Werte für Wasser und Ethylenglycol nicht in die Korrelation von JORDAN SCHUMPE 2001 eingeflossen ist. Bei diesen beiden Substanzen zeigen sich die größten Abweichungen zwischen berechneten und gemessenen Werte. In dem Paritätsplot in Abbildung 6-15 ist gut zu sehen, dass die berechneten Werte für den Stoffübergangszahlen in Wasser und Ethylenglycol zu hoch sind.

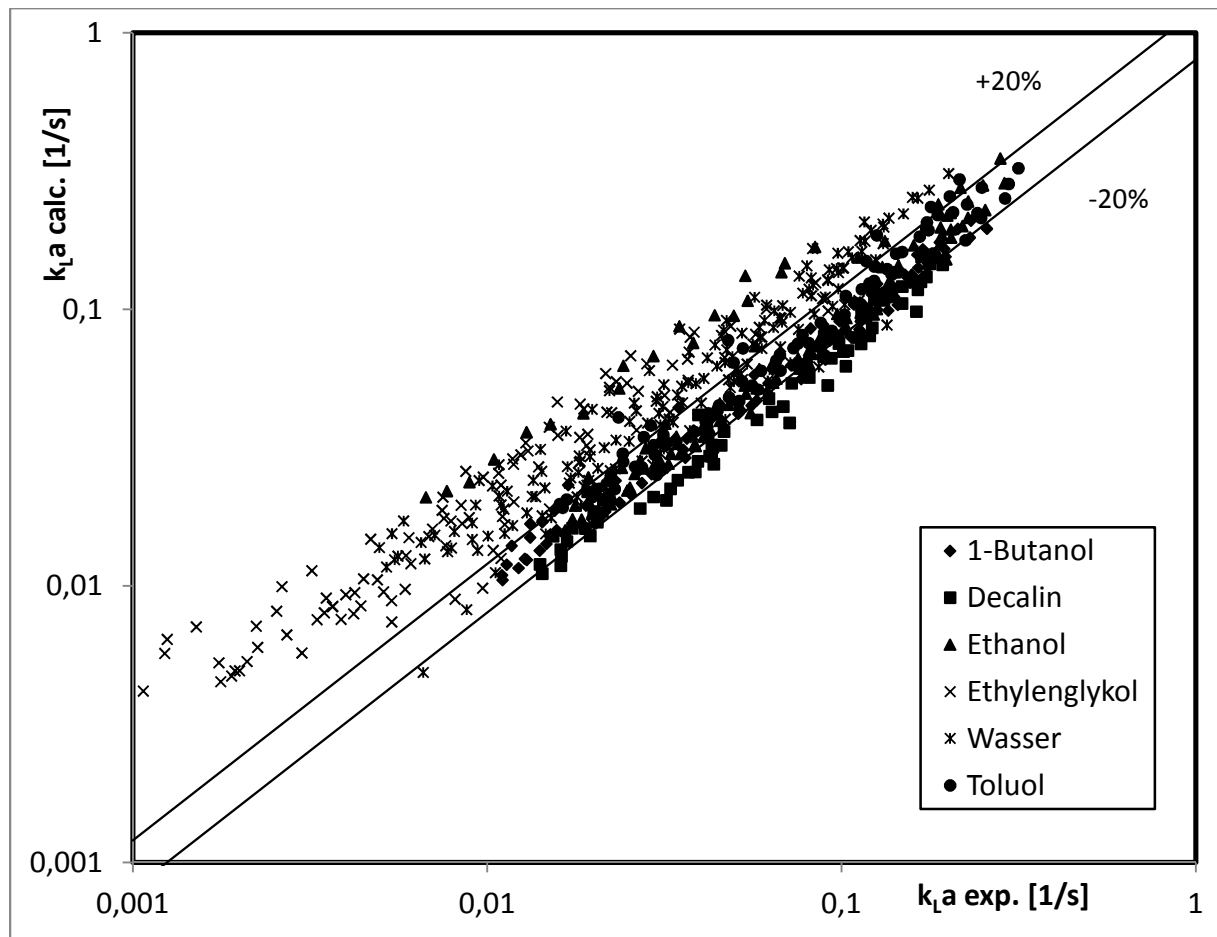


Abbildung 6-15: Paritätsplot der Stoffübergangszahlen dieser Arbeit für Gleichung 6-16 (Jordan, Schumpe 2001)

Fazit:

Für technische Anwendungen sind die hier vorgestellten Korrelationen für Stoffübergang und Gasgehalt hinreichend, wenn bei der Planung solcher Anlagen eine ausreichend große Reserve von ca. 30% einkalkuliert wird. Für wissenschaftliche Ansprüche sind die Abweichungen immer noch viel zu groß.

Das System der Blasensäulen ist immer noch nicht ausreichend verstanden, um präzise Aussagen über das Verhalten zu treffen. Für solche Aussagen ist anscheinend ein tieferes

Verständnis der turbulenten Vorgänge in den Fluiden notwendig. Derartige Versuche werden bereits unternommen (NEDELTCHEV 2006; NEDELTCHEV 2007; NEDELTCHEV 2010).

Die Forschungen zu Gas-Flüssig-Reaktoren im Allgemeinen und zu Blasensäulen im speziellen sind weltweit ein großes Thema. Allein für 2014 ergibt eine Suche nach Publikationen zu „Bubble Column“ und „Mass Transfer“ in Google Scholar über 1000 Treffer.

Ein aktueller Trend ist die Beschreibung von Blasensäulen mittels numerischer Simulationen (XING et. al. 2013; XU et. al 2013; POURTOUSI et. al. 2015(1) ; POURTOUSI et. al. 2015(2)). Der Rechenaufwand für solche Herangehensweise ist je nach Auflösung des Modells beliebig hoch. Da die verfügbaren Rechenleistungen ständig steigen, ist dies ein gangbarer Weg für ein realistisches Modell für Blasensäulen. Allerdings müssen auch die numerischen Modelle an realen Versuchsreihen geprüft und kalibriert werden.

Dabei gilt es alle potentiellen Einflussparameter in einem weiten Bereich zu variieren. Idealerweise sollten alle betrachteten Parameter unabhängig voneinander variiert werden. In dieser Arbeit wurde vor allem Wert auf die Variation der Gasdichte und ihres Einflusses auf den Gasgehalt und den Stoffübergang gelegt.

Der Einfluss der verwendeten Flüssigkeit auf Gasgehalt und Stoffübergang wurde ebenfalls untersucht. Allerdings lassen sich die Parameter wie Oberflächenspannung, Viskosität und Dichte der Flüssigkeit nicht unabhängig voneinander variieren, sondern sind an die verwendeten Stoffsysteme gebunden. Die Anzahl der veränderbaren Parameter erhöht sich, wenn keine reinen Flüssigkeiten, sondern Gemische von Flüssigkeiten verwendet werden. Der Einsatz von oberflächenaktiven Komponenten und suspendierten Feststoffen erweitert die Variationsmöglichkeiten noch weiter.

Aber auch die Geometrie des Versuchsaufbaus hat Einfluss auf die ermittelten Parameter Gasgehalt und Stoffübergangszahl. Vor allem der Begaser hat einen signifikanten Einfluss auf die untersuchten Größen (siehe Abschnitt 5.1.5 und 5.2.4). Der Begaser ist auch Gegenstand jüngerer Untersuchungen (SINAN et. al. 2013; POURTOUSI et al 2014). Allgemein lässt sich sagen: je größer die Öffnungen im Begaser sind, desto größer ist die durchschnittliche Blasengröße und der Übergang zum heterogenen Strömungsregime erfolgt bei kleineren Gasleerrohrgeschwindigkeiten. Eine numerische Simulation der Begaserregion scheint gegenwärtig noch nicht möglich zu sein (POURTOUSI et. al. 2015(1)). Die gegenwärtigen Modelle müssen mit Messungen an realen Systemen kalibriert werden.

Die große Anzahl potentieller Einflussparameter auf die Vorgänge in Blasensäulen erschwert die Bewertung von publizierten Messreihen in Blasensäulenreaktoren: Werden nicht alle Parameter exakt dokumentiert, und fließen so in die Modelle ein, kann das zu irreführenden Ergebnissen führen. In dieser Arbeit ist im Kapitel „Stand der Forschung“ bereits auf solche irreführenden Modelle eingegangen worden (siehe KOJIMA et al 1995 in Abschnitt 2.2).

Ein weiterer Weg, die Modelle für Blasensäulen zu verbessern, ist die Integration neuer Teilmodelle in das Gesamtmodell. In dieser Arbeit wurde von einer homogen durchmischten flüssigen Phase in Blasensäulen ausgegangen (siehe Abschnitt 4.2.2 bis 4.2.4). Korrekt wäre die Annahme einer endlichen Durchmischungsgeschwindigkeit (NEDELTCHEV et al 2015).

Dies alles ist jedoch nicht Bestandteil dieser Arbeit. Eine weitere Verfeinerung der Modelle und ein tieferes Verständnis bleibt künftigen Arbeiten vorbehalten.

7 Symbolverzeichnis

Lateinische Buchstaben

Symbol	Einheit	Beschreibung
a	m^{-1}	spezifische Phasengrenzfläche: $a = A \cdot V^{-1}$
A	m^2	Grenzfläche; Fläche allgemein
A_{BS}	m^3	Querschnittsfläche der Blasensäule
c	kmol m^{-3}	Konzentration
c_{O_2}	% Luftsättigung	Sauerstoffkonzentration; 100 % Luftsättigung entsprechen 0,21 bar Sauerstoffpartialdruck bzw. dem dazu im Gleichgewicht stehenden gelöstem Sauerstoff
c_P	$\text{J kmol}^{-1} \text{K}^{-1}$	Wärmekapazität bei konstantem Druck
c_W	-	Widerstandsbeiwert umströmter Körper
D_{ax}	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$	axialer Dispersionskoeffizient
D_L	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$	Diffusionskoeffizient in der Flüssigkeit
d_S	m	Sauterdurchmesser
d_B	m	Blasendurchmesser
d_{BS}	m	Blasensäulendurchmesser
d_O	m	Durchmesser der Begaseröffnung
E_o	-	EÖTVÖS-Zahl: $E_o = g \Delta \rho d_B^2 \cdot \sigma^{-1}$
g	m s^{-2}	Fallbeschleunigung ($g = 9,81 \text{ m s}^{-2}$)
h	m	Höhe über dem Begaser
I		Fluoreszenzintensität
I_0		Fluoreszenzintensität ohne Sauerstoff
K_{SV}	$\text{m}^3 \text{kmol}^{-1}$	STERN-VOLLMER-Konstante
k_{La}	s^{-1}	volumenbezogene Stoffübergangszahl
k_L	m s^{-1}	flüssigkeitsseitiger Stoffübergangskoeffizient
k_{La}'	s^{-1}	auf das Flüssigkeitsvolumen bezogene Stoffübergangszahl: $k_{La}' = k_{La} (1 - \epsilon_G)^{-1}$
k_{La}^*	s^{-1}	Desorptionsrate aus den Stoffübergangsmessungen
L_{O_2}	-	OSTWALD-Koeffizient für Sauerstoff: $L = c_L \cdot c_G^{-1}$
m	kg	Masse
\dot{m}	kg s^{-1}	Massestrom
Mo	-	MORTON-Zahl: $Mo = g \Delta \rho \mu_L^4 \cdot \rho_L^{-2} \cdot \sigma_L^{-3}$
p	bar	Druck
Δp_0	bar	Differenzdruck mit Begasung
Δp_E	bar	Differenzdruck ohne Begasung
P	$\text{kg m}^2 \text{s}^{-3}$	Leistung
P_Q	J s^{-1}	Heizleistung
T	K	Temperatur
t	s	Zeit
U	V	Spannung des Photomultipliers
U_0	V	Spannung des Photomultipliers bei Abwesenheit von Sauerstoff
U_{100}	V	Spannung des Photomultipliers bei 100% Sauerstoffsättigung
u_G	m s^{-1}	Gasleerrohrgeschwindigkeit
V	m^3	Volumen

\dot{V}	$\text{m}^3 \text{s}^{-1}$	Volumenstrom
v	m s^{-1}	Geschwindigkeit
v_O	m s^{-1}	Gasgeschwindigkeit in der Begaseröffnung

Griechische Buchstaben

Symbol	Einheit	Beschreibung
ε_G	-	Gasgehalt
ρ	kg m^{-3}	Dichte
η	Pa s	dynamische Viskosität
σ	N m^{-1}	Oberflächenspannung
ν	$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$	kinematische Viskosität

Indices

Symbol	Einheit	Beschreibung
0	-	zum Zeitpunkt $t=0$
B	-	in der Einzelblase
G	-	Gasphase
Groß	-	Großblasen
Klein	-	Kleinblasen
L	-	Flüssigphase
max	-	Maximalwert
O_2	-	Sauerstoff
o	-	oben
u	-	unten

Dimensionslose Kennzahlen

Symbol	Name	Gleichung
Bo	BOND-Zahl	$Bo = \frac{g \cdot \rho_L \cdot d^2}{\sigma}$
Fl	Fluid-Kennzahl	$Fl = \frac{\sigma_L \cdot \rho_L}{\eta_L \cdot \Delta \rho \cdot v}$
Fr	FROUDE-Zahl	$Fr = \frac{v}{\sqrt{d \cdot g}}$
Fr^*	erweiterte FROUDE-Zahl	$Fr = \frac{v^2 \cdot \rho_L}{d \cdot \Delta \rho \cdot g}$
Ga	GALILEI-Zahl	$Ga = \frac{g \cdot d^3}{v_L^2}$
Mo	MORTON-Zahl	$Mo = \frac{\eta_L^4 \cdot g \cdot \Delta \rho}{\rho_L^2 \cdot \sigma^3}$
Re	REYNOLDS-Zahl	$Re = \frac{v \cdot d}{\nu}$
Sc	SCHMIDT-Zahl	$Sc = \frac{\eta_L}{\rho_L \cdot D_L}$

Sh'	SHERWOOD-Zahl	$\text{Sh}' = \frac{k_L a^* \cdot d_B^2}{D_L}$
St	STANTON-Zahl	$\text{St} = \frac{k_L a \cdot V_{\text{Disp}}}{\dot{V}_G}$
We	WEBER-Zahl	$\text{We} = \frac{v^2 \cdot d \cdot \rho}{\sigma}$

8 Literaturverzeichnis

“Ullmann’s encyclopaedia of industrial chemistry”, Fifth edition, Volume B4

Editors: BARBARA ELVERS, STEPHEN HAWKINS, GAIL SCHULZ

VCH Verlagsgesellschaft mbH D-6940 Weinheim; ISBN: 3-527-20134-3.

AKITA K.; YOSHIDA F.

“Bubble Size, Interfacial Area, and Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns”

Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, **1974**, 13. Jg., Nr. 1, S. 84-91.

BACH, H. F.; PILHOFER,

“Variation of Gas Hold-up in Bubble Columns with Physical Properties of Liquids and Operating Parameters of Columns.”

German Chemical Engineering, **1978**, 1. Jg., S. 270-275.

BEHKISH, A., LEMOINE, R., OUKACI, R., & MORSI, B. I.

“Novel Correlations for Gas Holdup in Large-Scale Slurry Bubble Column Reactors Operating under Elevated Pressures and Temperatures”

Chemical Engineering Journal, **2006**, 115. Jg., Nr. 3, S. 157-171.

CLIFT R., GRACE J. R., WEBER M. E.

“ Bubbles, Drops and Particles”

1978 by Academic Press Inc. New York, San Francisco, London; ISBN0-12-176950-X.

COCKX A., ROUSTAN M., LINE A., HEBRARD G.

“Modelling of Mass Transfer Coefficient k_L in Bubble Columns”

Transactions on IChemE, **1995**, 73. Jg., S. A627-A631.

CRC Handbook of Chemistry and Physics

Published **1968** by The Chemical Rubber Co.

18901 Cranwood Parkway, Cleveland, Ohio 44128.

DEWES I.

“Untersuchung zum Einfluss der Gasdichte auf Stoffübergang und Gasgehalt in Blasensäulen und Suspensionsblasensäulen“

Dissertation, Friedrich-Alexander-Universität Erlangen-Nürnberg, **1996**.

DUDUKOVIC A., MILOSEVIC V., PJANOVIC R.

“Gas-Solid and Gas-Liquid Mass-Transfer Coefficients”

AIChE Journal, **1996**, 42. Jg., Nr. 1, S. 269-270.

ELLENBERGER J., KRISHNA R.

„A unified Approach to the Scale-Up of Gas-Solid Fluidized Bed and Gas-Liquid Bubble Column Reactors”

Chemical Engineering Science, **1994**, 49. Jg., Nr. 24, S. 5391-5411.

FLEISCHER C., BECKER S., EIGENBERGER G.

„Transient Hydrodynamics, Mass Transfer, and Reaction in Bubble Columns: CO₂ Absorption into NaOH Solutions“

Chemical Engineering Research & Design, **1995**, 73. Jg., Nr. 6, S. 649-653.

GADDIS E. S., VOGELPOHL A.

“Bubble Formation in Quiescent Liquids under constant Flow Condition”

Chemical Engineering Science, **1986**, 41. Jg., Nr. 1, S. 97-105.

GESTRICH, Wolfgang; RÄHSE, Wilfried.

„Der relative Gasgehalt von Blasenschichten“

Chemie Ingenieur Technik, **1975**, 47. Jg., Nr. 1, S. 8-13.

GROEN, J. S., OLDEMAN, R. G. C., MUDDE, R. F., & VAN DEN AKKER, H. E. A.

"Coherent Structures and Axial Dispersion in Bubble Column Reactors."

Chemical Engineering Science, **1996**, 51. Jg., Nr. 10, S. 2511-2520.

HAMMER, H., SCHRAG, H., HEKTOR, K., SCHONAU, K., KUSTERS, W., SOEMARNO, A., NAPP, W.

“New Subfunctions on Hydrodynamics, Heat and Mass Transfer for Gas/Liquid and Gas/Liquid/Solid Chemical and Biochemical Reactors”

Frontiers of Chemical Science and Engineering, **1984**, 464. Jg.

HAMMER, H., KÜSTERS, W., SCHRAG, H. J., SOEMARNO, A., SAHABI, U., SCHÖNAU, H., NAPP, W.

“19. Recent Research Work on Bubble Column Reactors with and without Suspended Solids.”

Recent advances in the engineering analysis of chemically reacting systems, **1984**, S. 379.

HIKITA, H., ASAI, S., TANIGAWA, K., SEGAWA, K., & KITAO, M.

“Gas Hold-up in Bubble Columns”

The Chemical Engineering Journal, **1980**, 20. Jg., Nr. 1, S. 59-67.

HIKITA, H., & KIKUKAWA, H.

“Liquid-Phase Mixing in Bubble Columns: Effect of Liquid Properties.”

The Chemical Engineering Journal, **1974**, 8. Jg., Nr. 3, S. 191-197.

HOEFSLOOT H.C.J., KRISHNA R.

“Influence of Gas Density on the Stability of Homogeneous Flow in Bubble Columns”

Industrial & Engineering Chemistry Research, **1993**, 32. Jg., Nr. 4, S. 747-750.

HUGHMARK G.A.

“Holdup and Mass Transfer in Bubble Columns”

Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, **1967**, 6. Jg., Nr. 2, S. 218-220.

IDOGAWA, K., IKEDA, K., FUKUDA, T., MOROOKA, S.

“Effects of Gas and Liquid Properties on the Behaviour of Bubbles in a Bubble Column under High-Pressure”.

Kagaku Kogaku Ronbunshu, **1985**, 11. Jg., Nr. 4, S. 432-437.

IDOGAWA K., IKEDA K., FUKUDA T. MOROOKA S.

“Effect of Gas and Liquid Properties on the Behaviour of Bubbles in a Column under High Pressure”

International Journal of Chemical Engineering, **1987**, 27. Jg., Nr. 3.

IDOGAWA K., IKEDA K., FUKUDA T., MOROOKA S.

“Formation and Flow of Gas Bubbles in a Pressurized Bubble Column with a single Orifice or Nozzle Gas Distributor”

Chemical Engineering Communications, **1987**, 59. Jg., Nr. 1-6, S. 201-212.

JORDAN, Uwe; SAXENA, Alok K.; SCHUMPE, Adrian

“Dynamic Gas Disengagement in a High - Pressure Bubble Column”

The Canadian Journal of Chemical Engineering, **2003**, 81. Jg., Nr. 3 - 4, S. 491-498.

JORDAN, Uwe; SCHUMPE, Adrian.

“The Gas Density Effect on Mass Transfer in Bubble Columns with Organic Liquids”

Chemical Engineering Science, 2001, **56**. Jg., Nr. 21, S. 6267-6272.

KLING G.

“Über die Dynamik der Blasenbildung beim Begasen von Flüssigkeiten unter Druck”

International Journal of Heat and Mass Transfer, **1962**, 5. Jg., Nr. 3, S. 211-223.

KOJIMA H., SAWAI J., SUZUKI H.

“Effect of Pressure on Volumetric Mass Transfer Coefficient and Gas Holdup in Bubble Column”

Chemical Engineering Science, **1997**, 52. Jg., Nr. 21, S. 4111-4116.

KRISHNA R., ELLENBERGER J.

„Gas Holdup in Bubble Column Reactors Operating in the Churn-Turbulent Flow Regime“

AIChE journal, **1996**, 42. Jg., Nr. 9, S. 2627-2634.

KRISHNA R., WILKINSON P. M., VAN DIERENDONCK L. L.

„A Model for Gas Holdup in Bubble Columns incorporating the Influence of Gas Density in Flow Regime Transition“

Chemical Engineering Science, **1991**, 46. Jg., Nr. 10, S. 2491-2496.

KRISHNA, R., URSEANU, M. I., VAN BATEN, J. M., & ELLENBERGER, J.

„Influence of Scale on the Hydrodynamics of Bubble Columns operating in the Churn-Turbulent Regime: Experiments vs. Eulerian Simulations“

Chemical Engineering Science, **1999**, 54. Jg., Nr. 21, S. 4903-4911.

LEMOINE, R., BEHKISH, A., SEHABIAGUE, L., HEINTZ, Y. J., OUKACI, R., & MORSI, B. I.

“An Algorithm for predicting the Hydrodynamic and Mass Transfer Parameters in Bubble Column and Slurry Bubble Column Reactors”

Fuel Processing Technology, **2008**, 89. Jg., Nr. 4, S. 322-343.

LETZEL H.M., SCHOUTEN J.C., KRISHNA R., VAN DEN BLEEK C.M.

“Gas Holdup and Mass Transfer in Bubble Column Reactors operated at elevated Pressure“

Chemical Engineering Science, **1999**, 54. Jg., Nr. 13, S. 2237-2246.

LETZEL H.M., SCHOUTEN J.C., KRISHNA R., VAN DEN BLEEK C.M.

„Effect of Gas Density on Large-Bubble Holdup in Bubble Column Reactors“

AIChE Journal, **1998**, 44. Jg., Nr. 10, S. 2333-2336.

LIN T.-J., TSUCHIYA K., FAN L.-S.

“Bubble Flow Characteristics in Bubble Columns at elevated Pressure and Temperature“

AIChE Journal, **1998**, 44. Jg., Nr. 3, S. 545-560.

MANERI C. C.

“New Look at Wave Analogy for Prediction of Bubble Terminal Velocity“

AIChE Journal, **1995**, 41. Jg., Nr. 3, S. 481-487.

MARQUEZ A. L., WILD G., MIDOUX N.

“A Review of Recent Chemical Techniques for the Determination of the Volumetric Mass-Transfer Coefficient k_{La} in Gas-Liquid Reactors”

Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, **1994**, 33. Jg., Nr. 4, S. 247-260.

MENDELSON H. D.

“The Prediction of Bubble Terminal Velocity from Wave Theory“

AIChE Journal, **1967**, 13. Jg., Nr. 2, S. 250-253.

MERSMANN A.

“Auslegung und Maßstabsvergrößerungen von Blasen- und Tropfensäulen”

Chemie Ingenieur Technik, **1977**, 49. Jg., Nr. 9, S. 679-691.

MERSMANN A.

“Design and scale-up of bubble and spray columns.”

German Chemical Engineering, **1978**, 1. Jg., Nr. 1, S. 1-11.

MIYAHIRA T., TANAKA A.

“Size of Bubbles generated from Porous Plates”

Journal of Chemical Engineering of Japan, **1997**, 30. Jg., Nr. 2, S. 353-355.

NEDELTCHEV, S., JORDAN, U., LORENZ, O., & SCHUMPE, A.

“Identification of Various Transition Velocities in a Bubble Column based on

Kolmogorov Entropy”

Chemical Engineering & Technology, **2007**, 30. Jg., Nr. 4, S. 534-539.

NEDELTCHEV, S., JORDAN, U., & SCHUMPE, A.

“A new Correction Factor for Theoretical Prediction of Mass Transfer Coefficients in Bubble Columns”

Journal of Chemical Engineering of Japan, **2006**, 39. Jg., Nr. 12, S. 1237-1242.

NEDELTCHEV, S., JORDAN, U., & SCHUMPE, A.

“Correction of the Penetration Theory applied to the Prediction of k_{La} in a Bubble Column with Organic Liquids”

Chemical Engineering & Technology, **2006**, 29. Jg., Nr. 9, S. 1113-1117.

NEDELTCHEV, S., JORDAN, U., & SCHUMPE, A.

“Semi - Theoretical Prediction of Volumetric Mass Transfer Coefficients in Bubble Columns with Organic Liquids at Ambient and Elevated Temperatures”

The Canadian Journal of Chemical Engineering, **2010**, 88. Jg., Nr. 4, S. 523-532.

NEDELTCHEV, S., JORDAN, U., & SCHUMPE, A.

“Correction of the Penetration Theory based on Mass-Transfer Data from Bubble Columns operated in the Homogeneous Regime under High Pressure”

Chemical Engineering Science, **2007**, 62. Jg., Nr. 22, S. 6263-6273.

NEDELTCHEV, S., SCHUBERT, M.

„Statistical Validation of the Mixing Length Concept in Bubble Columns Operated in the Transition Flow Regime.“

Journal of Chemical Engineering of Japan, **2015**, 48. Jg., Nr. 2, S. 107-111.

OYEVAAR M. H., BOS R., WESTERTERP K. R.

„Interfacial areas and Gas Holdups in Gas-Liquid Contactors at Elevated Pressures”

Chemical Engineering Science, **1991**, 46. Jg., Nr. 5, S. 1217-1231.

ÖZTÜRK S. S., SCHUMPE A., DECKWER W.-D.

„Organic Liquids in a Bubble Column: Holdups and Mass Transfer Coefficients”

AIChE journal, **1987**, 33. Jg., Nr. 9, S. 1473-1480.

PATEL S. A., DALY J. G., BUKUR D. B.

“Holdup and Interfacial Area Measurements using Dynamic Gas Disengagement”

AIChE journal, **1989**, 35. Jg., Nr. 6, S. 931-942.

PEEBLES F. N., GARBER H. J.

“Studies on the Motion of Gas Bubbles in Liquids”

Chemical Engineering Progress, **1953**, 49. Jg., Nr. 2, S. 88-97.

POURTOUSI, M., SAHU, J. N., & GANESAN, P.

“Effect of Interfacial Forces and Turbulence Models on Predicting Flow Pattern inside the Bubble Column”

Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, **2014**, 75. Jg., S. 38-47.

POURTOUSI, M., GANESAN, P., & SAHU, J. N.

„Effect of Bubble Diameter Size on Prediction of Flow Pattern in Euler–Euler Simulation of Homogeneous Bubble Column Regime”

Measurement, **2015**, 76. Jg., S. 255-270.

POURTOUSI, M., SAHU, J. N., GANESAN, P., SHAMSHIRBAND, S., & REDZWAN, G.

„A Combination of Computational Fluid Dynamics (CFD) and adaptive Neuro-Fuzzy System (ANFIS) for Prediction of the Bubble Column Hydrodynamics”

Powder Technology, **2015**, 274. Jg., S. 466-481.

REILLY I. G., SCOTT D. S., DE BRUIJN T. J. W., MACINTYRE D.

“The Role of Gas Phase Momentum in Determining Gas Holdup and Hydrodynamic Flow Regimes in Bubble Column Operations”

The Canadian Journal of Chemical Engineering, **1994**, 72. Jg., Nr. 1, S. 3-12.

REILLY I.G., SCOTT D.S., DE BRUIJN T., JAIN A., PISKORZ J.

“A Correlation for Gas Holdup in Turbulent Coalescing Bubble Columns”

The Canadian Journal of Chemical Engineering, **1986**, 64. Jg., Nr. 5, S. 705-717.

SARRAFI A., JAMIALAHMADI M., MÜLLER-STEINHAGEN H., SMITH J. M.

„Gas Holdup in Homogeneous and Heterogeneous Gas-Liquid Bubble Column Reactors”

The Canadian Journal of Chemical Engineering, **1999**, 77. Jg., Nr. 1, S. 11-21.

ŞAL, SINAN; GÜL, ÖMER F.; ÖZDEMİR, MUSTAFA.

„The Effect of Sparger Geometry on Gas Holdup and Regime Transition Points in a Bubble Column equipped with Perforated Plate Spargers“.

Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, **2013**, 70. Jg., S. 259-266.

SPRINGMANN H.-G., STEIFF A., WEINSPACH P.-M.

„Bestimmung des volumenspezifischen Stoffübergangskoeffizienten in Suspensionsblasensäulen mit einer modifizierten Sulfit-Oxidations-Methode“

Chemie Ingenieur Technik, **1991**, 63. Jg., Nr. 2, S. 162-163.

SRIRAM K., MANN R.

„Dynamic Gas Disengagement: a new Technique for assessing the Behaviour of Bubble Columns“

Chemical Engineering Science, **1977**, 32. Jg., Nr. 6, S. 571-580.

STEGEMAN D., KNOP P. A., WIJNANDS A. J. G., WESTERTEP K. R.

“Interfacial Area and Gas Holdup in a Bubble Column Reactor at Elevated Pressures”

Industrial & Engineering Chemistry Research, **1996**, 35. Jg., Nr. 11, S. 3842-3847.

TSUGE H., TERASAKA K., KOSHIDA W., MATSUE H.

„Bubble Formation at Submerged Nozzles for small Gas Flow Rate under low Gravity“

Chemical Engineering Science, **1997**, 52. Jg., Nr. 20, S. 3415-3420.

TSUGE H.; TANAKA Y., HIBINO S.

„Effect of the Physical Properties of Gas on the Volume of Bubble Formed from a Submerged Single Orifice”

The Canadian Journal of Chemical Engineering, **1981**, 59. Jg., Nr. 5, S. 569-572.

VANDU, C. O.; KRISHNA, R.

“Volumetric Mass Transfer Coefficients in Slurry Bubble Columns operating in the Churn-Turbulent Flow Regime”

Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, **2004**, 43. Jg., Nr. 8, S. 987-995.

VANDU, C. O.; KRISHNA, R.

“Influence of Scale on the Volumetric Mass Transfer Coefficients in Bubble Columns”

Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, **2004**, 43. Jg., Nr. 4, S. 575-579

VAUCK, MÜLLER

“Grundoperationen chemischer Verfahrenstechnik”

10. Auflage 1994; Dt. Verlag für Grundstoffindustrie Leipzig, Stuttgart

ISBN: 3-342-00629-3

VIAL, C., LAINE, R., PONCIN, S., MIDOUX, N., & WILD, G.

"Influence of Gas Distribution and Regime Transitions on Liquid Velocity and Turbulence in a 3-D Bubble Column."

Chemical Engineering Science, **2001**, 56. Jg., Nr. 3, S. 1085-1093.

WILKINSON P. M.

“Physical Aspects and Scale-up of High Pressure Bubble Columns”

Dissertation Rijksuniversiteit Groningen; **1991**

WILKINSON P. M., DIERENDONCK L. V.

“Pressure and Gas Density Effects on Bubble Break-up and Gas Hold-up in Bubble Columns”

Chemical Engineering Science, **1990**, 45. Jg., Nr. 8, S. 2309-2315.

WILKINSON P. M., SPEK A. P., VAN DIERENDONCK L. L.

„Design Parameters Estimation for Scale-Up of High-Pressure Bubble Columns“

AIChE Journal, **1992**, 38. Jg., Nr. 4, S. 544-554.

XING, C., WANG, T., & WANG, J.

„Experimental Study and Numerical Simulation with a coupled CFD–PBM Model of the Effect of Liquid Viscosity in a Bubble Column.“

Chemical Engineering Science, **2013**, 95. Jg., S. 313

XU, L., YUAN, B., NI, H., & CHEN, C.

„Numerical Simulation of Bubble Column Flows in Churn-Turbulent Regime:

Comparison of Bubble Size Models.

Industrial & Engineering Chemistry Research, **2013**, 52. Jg., Nr. 20, S. 6794-6802.

ZEHNER, P.

"Momentum, Mass and Heat Transfer in Bubble Columns. Part 1. Flow Model of the Bubble Column and Liquid Velocities."

International Journal of Chemical Engineering, **1986**, 26. Jg., S. 22.

9 Ergebnisübersicht

In der Ergebnisübersicht sind die Ergebnisse aller Messreihen dieser Arbeit tabellarisch zusammengefasst. Zunächst die variierten Versuchsparameter:

- fortlaufende Nummer
- Flüssigkeit
- Gas
- Lochanzahl des Begaser
- Lochgröße des Begasers
- Durchmesser der Blasensäule
- Höhe über Begaser des unteren Drucksensors für die Differenzdruckmessung
- Höhe über Begaser des oberen Drucksensors für die Differenzdruckmessung
- Füllhöhe der Flüssigkeit ohne Begasung
- Temperatur
- Druck
- Normvolumenstrom des Gas

Und die erhaltenen Resultate aus den Stoffübergangsmessungen und den Entgasungsmessungen. Leere Felder bedeuten, dass keine Werte ermittelt werden konnten.

- Gesamtgasgehalt
- Standardabweichung des Gasgehalts
- Desorptionsrate k_{La}^*
- Standardabweichung der Stoffübergangszahl
- Gasgehalt 0 – 65 cm über dem Begaser
- Gasgehalt 65 – 120 cm über dem Begaser
- Gasgehalt der Großblasen
- Aufstiegsgeschwindigkeit der Großblasen
- Gasgehalt der Kleinblasen
- Aufstiegsgeschwindigkeit der Kleinblasen

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
1	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,031	0,0000	0,0129	0,0002	0,038	0,019	0,010	60,9	0,018	23,5
2	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,058	0,0000	0,0255	0,0003	0,067	0,044	0,017	70,9	0,038	23,1
3	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,110	0,0006	0,0557	0,0021	0,119	0,090	0,047	83,1	0,057	22,3
4	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,162	0,0006	0,0916	0,0031	0,169	0,142	0,080	107,3	0,074	23,4
5	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,245	0,0026	0,1751	0,0079	0,247	0,216	0,147	127,7	0,084	22,9
6	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,030	0,0000	0,0141	0,0005	0,039	0,018	0,012	62,1	0,016	22,7
7	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,057	0,0006	0,0273	0,0006	0,071	0,043	0,018	67,1	0,038	23,1
8	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,114	0,0006	0,0617	0,0001	0,127	0,098	0,047	78,3	0,064	22,9
9	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,187	0,0000	0,1133	0,0043	0,196	0,162	0,092	91,2	0,086	22,4
10	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,278	0,0015	0,1951	0,0035	0,282	0,245	0,164	112,1	0,098	22,9
11	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,031	0,0000	0,0150	0,0000	0,041	0,021	0,011	53,8	0,020	22,2
12	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,062	0,0006	0,0300	0,0005	0,073	0,048	0,021	57,4	0,038	21,9
13	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,143	0,0046	0,0767	0,0006	0,152	0,118	0,056	62,2	0,078	22,2
14	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,227	0,0026	0,1407	0,0046	0,232	0,196	0,107	74,2	0,106	22,5
15	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,339	0,0057	0,2319	0,0136	0,342	0,294	0,193	92,7	0,124	22,6
16	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,033	0,0000	0,0143	0,0010	0,041	0,023	0,004	85,5	0,028	24,0
17	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,075	0,0012	0,0358	0,0012	0,085	0,061	0,028	41,1	0,044	21,4
18	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,165	0,0025	0,0882	0,0036	0,173	0,138	0,060	51,0	0,094	22,1
19	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,261	0,0031	0,1509	0,0021	0,267	0,228	0,117	63,7	0,129	22,2
20	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	942,5	0,366				0,394	0,341	0,229	76,6	0,137	22,7
21	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,041	0,0000	0,0191	0,0004	0,049	0,030	0,018	33,6	0,021	20,6
22	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,081	0,0007	0,0382	0,0014	0,090	0,063	0,022	44,2	0,053	21,2
23	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,182	0,0021	0,0818	0,0008	0,189	0,153	0,056	50,8	0,114	21,6
24	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,316	0,0047	0,1695	0,0226	0,324	0,280	0,176	44,1	0,125	20,7
25	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	1885	0,404				0,442	0,369	0,241	70,4	0,162	22,9
26	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,045	0,0000	0,0169	0,0017	0,053	0,032	0,027	27,9	0,014	18,6
27	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	377	0,087	0,0021	0,0347	0,0016	0,094	0,073	0,042	30,9	0,040	18,6
28	1-Butanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,246	0,0038	0,1127	0,0072	0,252	0,209	0,118	22,2	0,115	21,6

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla* Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
29	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,023				0,034	0,013	0,012	64,5	0,011	24,3
30	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,048				0,062	0,036	0,023	66,4	0,025	23,1
31	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,093				0,107	0,079	0,046	89,1	0,046	23,2
32	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,135				0,153	0,116	0,080	112,4	0,053	24,5
33	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,200				0,225	0,175	0,138	138,3	0,060	24,8
34	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	14,1	0,026				0,038	0,016	0,011	61,7	0,015	25,1
35	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	28,2	0,050				0,063	0,037	0,018	74,3	0,031	23,2
36	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	70,8	0,094				0,107	0,081	0,042	93,6	0,051	24,4
37	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	141,3	0,148				0,161	0,133	0,082	106,4	0,064	25,1
38	1-Butanol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	282,6	0,215				0,236	0,192	0,148	129,0	0,065	24,5
39	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,027	0,0004	0,0123	0,0006						
40	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,051	0,0004	0,0236	0,0003						
41	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,098	0,0038	0,0511	0,0008						
42	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,149	0,0021	0,0878	0,0010						
43	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,231	0,0030	0,1579	0,0021						
44	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,028	0,0010	0,0128	0,0002						
45	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,055	0,0006	0,0252	0,0000						
46	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,109	0,0000	0,0576	0,0007						
47	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,176	0,0010	0,1122	0,0014						
48	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,272	0,0025	0,1965	0,0016						
49	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,030	0,0007	0,0147	0,0004						
50	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,059	0,0007	0,0291	0,0001						
51	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,136	0,0006	0,0770	0,0022						
52	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,222	0,0015	0,1442	0,0051						
53	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,347	0,0007	0,2574	0,0105						
54	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,032	0,0007	0,0157	0,0006						
55	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,071	0,0007	0,0363	0,0001						
56	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,159	0,0006	0,0900	0,0013						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
57	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,263	0,0029	0,1560	0,0041						
58	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,038	0,0000	0,0204	0,0006						
59	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,075	0,0015	0,0366	0,0055						
60	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,182	0,0026	0,1059	0,0038						
61	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,313	0,0014	0,1851	0,0024						
62	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,044	0,0007	0,0223	0,0005						
63	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	377	0,084	0,0021	0,0434	0,0002						
64	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,237	0,0014	0,1355	0,0025						
65	1-Butanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	1885	0,391	0,0085	0,2131	0,0111						
66	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,025	0,0000	0,0111	0,0002						
67	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,047	0,0000	0,0208	0,0008						
68	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,087	0,0007	0,0416	0,0002						
69	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,128	0,0007	0,0640	0,0011						
70	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,196	0,0000	0,1084	0,0018						
71	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,026		0,0110							
72	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,047	0,0000	0,0216	0,0002						
73	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,088	0,0000	0,0420	0,0012						
74	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,137	0,0007	0,0754	0,0024						
75	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,210	0,0021	0,1220	0,0016						
76	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	7	33	0,027	0,0000	0,0114	0,0002						
77	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	7	66	0,050	0,0000	0,0210	0,0007						
78	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	7	164,9	0,103	0,0000	0,0520	0,0006						
79	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	7	329,9	0,156	0,0012	0,0870	0,0030						
80	1-Butanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	7	659,8	0,228	0,0035	0,1471	0,0028						
81	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	5	0,026	0,0004	0,0117				0,013	46,9	0,012	21,0
82	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	10	0,049	0,0006	0,0230	0,0005			0,021	54,4	0,028	21,2
83	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	20	0,084	0,0018	0,0440	0,0011			0,033	73,4	0,052	20,9
84	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	30	0,111	0,0012	0,0568	0,0005			0,049	79,1	0,061	21,6

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
85	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	50	0,155	0,0019	0,0887	0,0030			0,067	101,5	0,087	21,0
86	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	75	0,201	0,0135	0,1260	0,0015			0,088	124,9	0,113	21,8
87	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	100	0,207	0,0039	0,1637	0,0071			0,081	180,8	0,127	22,0
88	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	10	0,030	0,0004	0,0132				0,015	38,9	0,015	20,1
89	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	20	0,057	0,0008	0,0268	0,0004			0,027	42,2	0,029	19,9
90	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	40	0,102	0,0012	0,0505	0,0006			0,045	52,1	0,057	20,1
91	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	60	0,140	0,0027	0,0792	0,0040			0,058	60,6	0,083	20,6
92	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	100	0,196	0,0180	0,1261	0,0069			0,099	68,7	0,097	20,5
93	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	150	0,271	0,0029	0,1648	0,0083			0,166	65,6	0,105	20,1
94	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	200	0,326	0,0053	0,2304	0,0243			0,216	70,2	0,110	20,4
95	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	25	0,031	0,0004	0,0132	0,0008			0,014	38,3	0,016	19,5
96	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	50	0,063	0,0011	0,0298	0,0003			0,029	37,2	0,034	19,1
97	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	100	0,127	0,0022	0,0622	0,0020			0,065	35,6	0,062	18,7
98	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	150	0,179	0,0051	0,0925	0,0009			0,090	38,7	0,089	19,0
99	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	250	0,265	0,0021	0,1393	0,0153			0,155	42,1	0,110	19,7
100	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	375	0,345	0,0015	0,1891	0,0188			0,222	47,7	0,124	20,4
101	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	50	0,034	0,0007	0,0155	0,0003			0,019	30,8	0,015	18,5
102	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	100	0,070	0,0020	0,0339	0,0006			0,030	33,1	0,040	18,8
103	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	200	0,141	0,0037	0,0721	0,0020			0,063	33,7	0,078	18,3
104	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	300	0,202	0,0032	0,0987	0,0076			0,119	31,5	0,083	17,5
105	1-Butanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	400	0,256	0,0043					0,162	34,0	0,093	15,4
106	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,029	0,0005	0,0143	0,0007						
107	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,058	0,0004	0,0270	0,0006						
108	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,113	0,0005	0,0578	0,0040						
109	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,170	0,0020	0,1013	0,0082						
110	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,031	0,0006	0,0141	0,0005						
111	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,063	0,0006	0,0295	0,0012						
112	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,128	0,0006	0,0685	0,0050						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
113	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,210	0,0026	0,1201	0,0064						
114	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,034	0,0000	0,0161	0,0011						
115	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,071	0,0006	0,0345	0,0006						
116	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,174	0,0010	0,0915	0,0038						
117	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,285	0,0012	0,1627	0,0132						
118	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,036	0,0000	0,0154	0,0030						
119	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,091	0,0000	0,0436	0,0009						
120	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,218	0,0026	0,1028	0,0042						
121	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,355	0,0041	0,1642	0,0133						
122	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,045	0,0000	0,0204	0,0009						
123	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,100	0,0006	0,0458	0,0031						
124	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,269	0,0175	0,1136	0,0134						
125	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,413	0,0019	0,1930	0,0229						
126	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,048	0,0000	0,0213	0,0004						
127	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	377	0,175	0,0046	0,0714	0,0058						
128	Decalin	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,302	0,0088	0,1171	0,0091						
129	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,030	0,0005	0,0161	0,0010			0,002	166,9	0,028	26,1
130	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,066	0,0005	0,0320	0,0020			0,008	112,2	0,058	22,3
131	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,116	0,0011	0,0637	0,0051			0,037	105,8	0,079	18,9
132	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,166	0,0010	0,0983	0,0098			0,069	130,4	0,097	17,6
133	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,245						0,129	146,8	0,115	16,5
134	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,034	0,0000	0,0162	0,0005			0,006	174,0	0,027	23,8
135	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,074	0,0006	0,0329	0,0017			0,011	77,0	0,064	21,4
136	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,137	0,0004	0,0624	0,0048			0,038	94,0	0,099	18,3
137	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,207	0,0014	0,1221	0,0276			0,082	105,5	0,125	16,9
138	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,295						0,138	137,8	0,157	15,9
139	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,036	0,0000	0,0168	0,0009			0,002	151,2	0,034	24,7
140	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,079	0,0006	0,0370	0,0016			0,006	108,4	0,072	20,7

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
141	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,171	0,0008	0,0812	0,0056			0,033	89,6	0,137	17,5
142	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,256	0,0010	0,1482	0,0264			0,079	99,7	0,177	16,0
143	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,360						0,158	115,8	0,202	14,8
144	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,036	0,0000	0,0174	0,0003			0,002	165,1	0,034	23,2
145	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,096	0,0000	0,0430	0,0007			0,015	38,0	0,082	19,4
146	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,198	0,0015	0,0936	0,0041			0,032	77,0	0,166	17,6
147	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,299	0,0015	0,1677	0,0275			0,088	83,7	0,211	16,0
148	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,046	0,0006	0,0201	0,0006			0,026	29,2	0,020	15,2
149	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,097	0,0015	0,0420	0,0036			0,011	46,3	0,086	19,2
150	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,216	0,0017	0,0978	0,0084			0,031	67,2	0,185	17,7
151	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,346	0,0043	0,1680	0,0615			0,110	63,7	0,236	15,8
152	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,047	0,0006	0,0192	0,0013			0,007	57,4	0,040	20,3
153	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	377	0,101	0,0006	0,0395	0,0021			0,017	39,5	0,084	19,0
154	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,289	0,0035	0,1158	0,0161			0,140	22,3	0,149	15,5
155	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,024						0,009	85,6	0,016	25,5
156	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,051						0,017	80,5	0,034	23,2
157	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,094						0,042	102,7	0,053	21,0
158	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,135						0,073	129,4	0,061	20,1
159	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,188						0,122	165,3	0,066	19,1
160	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	14,1	0,028						0,005	124,7	0,023	26,0
161	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	28,2	0,061						0,016	71,6	0,045	22,2
162	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	70,8	0,108						0,042	96,9	0,065	19,7
163	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	141,3	0,161						0,085	110,0	0,076	18,9
164	Decalin	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	282,6	0,230						0,147	136,3	0,083	18,4
165	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	1	4,3	0,037	0,0006	0,0195	0,0004						
166	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	1	8,5	0,074	0,0000	0,0387	0,0006						
167	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	1	21,4	0,125	0,0006	0,0723	0,0028						
168	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	1	42,7	0,177	0,0011	0,1140	0,0052						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
169	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	2	8,5	0,039	0,0010	0,0189	0,0004						
170	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	2	17,1	0,080	0,0000	0,0393	0,0014						
171	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	2	42,7	0,142	0,0005	0,0794	0,0020						
172	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	2	85,5	0,214	0,0007	0,1316	0,0079						
173	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	5	21,4	0,041	0,0006	0,0200	0,0003						
174	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	5	42,7	0,088	0,0006	0,0431	0,0022						
175	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	5	106,9	0,187	0,0004	0,1043	0,0053						
176	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	5	213,7	0,277	0,0008	0,1736	0,0048						
177	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	1	4	0,036	0,0006	0,0205	0,0004						
178	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	1	8,1	0,073	0,0006	0,0425	0,0012						
179	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	1	20,1	0,123	0,0008	0,0764	0,0030						
180	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	1	40,3	0,174	0,0011	0,1239	0,0048						
181	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	2	8,1	0,037	0,0000	0,0207	0,0003						
182	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	2	16,1	0,078	0,0012	0,0433	0,0025						
183	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	2	40,3	0,138	0,0004	0,0889	0,0038						
184	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	2	80,5	0,209	0,0014	0,1485	0,0096						
185	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	5	20,1	0,041	0,0006	0,0221	0,0004						
186	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	5	40,3	0,088	0,0006	0,0466	0,0010						
187	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	5	100,6	0,188	0,0018	0,1101	0,0015						
188	Decalin	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	70	5	201,3	0,280	0,0015	0,1777	0,0175						
189	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,031	0,0005	0,0185	0,0005						
190	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,058	0,0005	0,0350	0,0002						
191	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,110	0,0012	0,0751	0,0011						
192	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,164	0,0022	0,1293	0,0039						
193	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	94,3	0,254	0,0029	0,2195	0,0040						
194	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,034	0,0000	0,0198	0,0003						
195	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,064	0,0007	0,0385	0,0010						
196	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,126	0,0012	0,0828	0,0011						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
197	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,206	0,0031	0,1637	0,0045						
198	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,315	0,0025	0,2545	0,0149						
199	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,036	0,0000	0,0213	0,0007						
200	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,074	0,0000	0,0425	0,0004						
201	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,177	0,0010	0,1151	0,0019						
202	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,282	0,0021	0,1976	0,0074						
203	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,430	0,0012	0,2883	0,0052						
204	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,040	0,0000	0,0212	0,0011						
205	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,098	0,0000	0,0554	0,0014						
206	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,225	0,0021	0,1233	0,0050						
207	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,362	0,0055	0,2038	0,0010						
208	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,049	0,0000	0,0278	0,0006						
209	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,109	0,0014	0,0538	0,0034						
210	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,269	0,0154	0,1266	0,0026						
211	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,052	0,0000	0,0280	0,0037						
212	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	377	0,111	0,0028	0,0506	0,0023						
213	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,331	0,0072	0,1447	0,0038						
214	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,029	0,0007	0,0166	0,0000						
215	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,053	0,0000	0,0312	0,0006						
216	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,095	0,0015	0,0642	0,0011						
217	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,140	0,0012	0,1033	0,0025						
218	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,030	0,0007	0,0171	0,0001						
219	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,054	0,0007	0,0325	0,0010						
220	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,097	0,0006	0,0655	0,0005						
221	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,149	0,0000	0,1132	0,0045						
222	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	7	33	0,030		0,0174							
223	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	7	66	0,056	0,0000	0,0330	0,0000						
224	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	7	164,9	0,114	0,0010	0,0813	0,0012						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
225	Ethanol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	7	329,9	0,172	0,0006	0,1337	0,0067						
226	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,034	0,0018	0,0212	0,0014			0,007	177,1	0,027	23,1
227	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,065	0,0027	0,0388	0,0016			0,014	83,0	0,051	22,6
228	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,117	0,0015	0,0799	0,0028			0,041	91,2	0,076	21,2
229	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,172	0,0030	0,1336	0,0034			0,081	110,1	0,091	20,2
230	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,3	0,257	0,0007	0,2275	0,0030			0,147	131,8	0,109	19,6
231	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,032	0,0035	0,0223	0,0002			0,005	191,0	0,028	24,8
232	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,068	0,0009	0,0408	0,0001			0,016	66,1	0,052	21,7
233	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,125	0,0008	0,0848	0,0004			0,039	93,4	0,086	20,3
234	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,201	0,0010	0,1578	0,0010			0,089	96,7	0,111	19,0
235	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,032	0,0013	0,0248	0,0023			0,003	199,5	0,029	24,1
236	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,072	0,0009	0,0453	0,0013			0,008	101,5	0,065	21,5
237	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,163	0,0011	0,1027	0,0003			0,039	79,4	0,124	18,5
238	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,257	0,0006	0,1851	0,0007			0,089	87,9	0,168	17,3
239	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,038	0,0008	0,0193	0,0001			0,005	138,5	0,033	21,7
240	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,093	0,0019	0,0481	0,0002			0,008	93,9	0,085	19,3
241	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,200	0,0012	0,1198	0,0064			0,018	127,5	0,182	17,4
242	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,311	0,0049	0,2035	0,0015			0,076	89,1	0,235	16,8
243	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,043	0,0012	0,0307	0,0001			0,006	87,3	0,037	20,4
244	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,093	0,0018	0,0533	0,0027			0,008	70,0	0,086	19,2
245	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,229	0,0016	0,1358	0,0006			0,043	52,1	0,187	17,0
246	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,360	0,0040	0,1876	0,0033			0,134	53,8	0,226	15,8
247	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,047	0,0020	0,0323	0,0008			0,005	70,3	0,041	20,3
248	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	377	0,099	0,0019	0,0640	0,0020			0,010	49,6	0,089	18,5
249	Ethanol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,267	0,0104	0,1114	0,0026			0,065	33,0	0,201	16,2
250	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	5	0,028	0,0008	0,0067				0,011	48,8	0,016	19,4
251	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	10	0,051	0,0011	0,0129				0,015	66,8	0,036	20,2
252	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	20	0,089	0,0014	0,0242				0,029	81,0	0,060	19,3

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
253	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	30	0,116	0,0023	0,0349	0,0008			0,044	89,9	0,072	18,3
254	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	50	0,166	0,0044	0,0535	0,0012			0,072	96,9	0,095	17,7
255	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	10	0,028	0,0011	0,0077				0,012	47,1	0,016	18,6
256	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	20	0,054	0,0039	0,0151				0,014	81,0	0,041	19,1
257	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	40	0,105	0,0018	0,0295	0,0004			0,027	76,8	0,078	17,7
258	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	60	0,146	0,0018	0,0439	0,0019			0,034	95,1	0,112	17,6
259	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	100	0,221	0,0042	0,0692	0,0061			0,076	87,0	0,144	17,1
260	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	4	20	0,033	0,0009	0,0089				0,012	40,5	0,021	19,0
261	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	4	40	0,069	0,0006	0,0187				0,018	44,5	0,051	18,0
262	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	4	80	0,139	0,0046	0,0382	0,0013			0,036	47,2	0,103	17,0
263	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	4	120	0,209	0,0010	0,0544	0,0009			0,072	41,4	0,137	16,3
264	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	4	200	0,306	0,0027	0,0842	0,0078			0,119	46,7	0,187	16,7
265	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	7	40	0,040	0,0011	0,0105	0,0002			0,010	47,8	0,030	18,7
266	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	7	80	0,097	0,0035	0,0236				0,025	31,9	0,072	16,7
267	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	7	160	0,199	0,0046	0,0497	0,0018			0,067	28,8	0,132	15,5
268	Ethanol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	7	240	0,265	0,0027	0,0677	0,0004			0,098	33,4	0,168	15,9
269	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,031	0,0013	0,0223	0,0021			0,009	62,3	0,023	23,0
270	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,062	0,0005	0,0403	0,0036			0,015	74,8	0,048	21,9
271	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,120	0,0015	0,0863	0,0052			0,037	101,4	0,083	19,9
272	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,174	0,0020	0,1403	0,0038			0,075	118,9	0,099	18,7
273	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	94,3	0,255	0,0030	0,2278	0,0091			0,144	135,4	0,111	18,2
274	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,036	0,0000	0,0253	0,0024			0,010	50,7	0,026	22,7
275	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,069	0,0007	0,0459	0,0013			0,013	73,4	0,055	21,3
276	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,138	0,0006	0,1011	0,0026			0,039	91,6	0,100	18,6
277	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,209	0,0012	0,1785	0,0033			0,079	107,6	0,130	17,5
278	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,299	0,0024	0,2508	0,0122			0,151	126,1	0,148	17,1
279	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,038	0,0007	0,0261	0,0008			0,006	73,4	0,031	21,9
280	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,082	0,0000	0,0513	0,0003			0,008	89,9	0,074	19,7

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
281	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,184	0,0006	0,1259	0,0019			0,036	78,7	0,148	17,2
282	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,268	0,0038	0,1920	0,0015			0,079	95,4	0,189	16,4
283	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,368	0,0010	0,2807	0,0112			0,162	112,1	0,205	16,4
284	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,039	0,0000	0,0270	0,0007			0,003	150,5	0,037	21,5
285	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,099	0,0021	0,0575	0,0051			0,007	64,6	0,092	18,3
286	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,220	0,0025	0,1388	0,0061			0,034	67,6	0,186	16,3
287	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,314	0,0026	0,2033	0,0093			0,090	80,7	0,224	15,7
288	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,054	0,0014	0,0346	0,0066						
289	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,119	0,0007	0,0586	0,0013			0,010	35,9	0,109	17,1
290	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,258	0,0021	0,1304	0,0042			0,020	85,0	0,238	15,6
291	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,357	0,0050	0,2168	0,0045			0,118	60,6	0,239	15,1
292	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,057	0,0007	0,0319	0,0004						
293	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	40	377	0,121	0,0029	0,0570	0,0031			0,003	64,5	0,117	16,4
294	Ethanol	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,295		0,1326							
295	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,028	0,0000	0,0177	0,0001			0,008	71,9	0,020	26,9
296	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,053	0,0007	0,0346	0,0006			0,023	64,5	0,031	22,7
297	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,098	0,0010	0,0754	0,0011			0,045	93,4	0,053	22,1
298	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,143	0,0006	0,1245	0,0037			0,076	122,9	0,067	21,3
299	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	94,3	0,219	0,0157	0,1904	0,0027			0,142	140,2	0,077	21,0
300	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	14,1	0,032	0,0000	0,0193	0,0000						
301	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	28,3	0,059	0,0000	0,0342	0,0030						
302	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	70,7	0,113	0,0007	0,0810	0,0016						
303	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	141,4	0,167	0,0035	0,1353	0,0020						
304	Ethanol	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	282,8	0,235	0,0014	0,1990	0,0138						
305	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	50	1	4,3	0,039	0,0006	0,0240	0,0000						
306	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	50	1	8,5	0,069	0,0006	0,0453	0,0004						
307	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	50	1	21,4	0,122	0,0011	0,0972	0,0017						
308	Ethanol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	50	1	42,7	0,180	0,0015	0,1599	0,0055						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
309	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	10	1	4,9	0,022		0,0011							
310	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	10	1	9,8	0,041		0,0022							
311	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	10	1	24,4	0,079		0,0047							
312	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	10	1	48,8	0,125		0,0087							
313	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	10	1	97,6	0,199	0,0021	0,0158	0,0014						
314	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,021	0,0002	0,0017	0,0003						
315	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,042	0,0006	0,0035	0,0000						
316	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,085	0,0010	0,0075	0,0001						
317	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,133	0,0027	0,0128	0,0010						
318	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,208	0,0048	0,0216	0,0027						
319	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,023	0,0000	0,0012	0,0001						
320	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,044	0,0000	0,0026	0,0003						
321	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,088	0,0000	0,0075	0,0006						
322	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,149	0,0010	0,0150	0,0021						
323	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,225	0,0035	0,0254	0,0030						
324	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,026	0,0007	0,0013	0,0003						
325	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,047	0,0000	0,0032	0,0004						
326	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,102	0,0000	0,0098	0,0003						
327	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,165	0,0010	0,0183	0,0014						
328	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,267	0,0026	0,0349	0,0014						
329	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,027	0,0007	0,0015	0,0004						
330	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,055	0,0007	0,0059	0,0003						
331	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,112	0,0007	0,0118	0,0014						
332	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,198	0,0049	0,0248	0,0001						
333	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,033	0,0021	0,0025	0,0020						
334	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,059	0,0000	0,0060	0,0003						
335	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,157	0,0014	0,0183	0,0001						
336	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,240	0,0064	0,0368	0,0011						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
337	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,034		0,0042							
338	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	377	0,092	0,0078	0,0110	0,0010						
339	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,182	0,0028	0,0225	0,0023						
340	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	1885	0,301		0,0384							
341	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,022	0,0005	0,0019	0,0001						
342	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,041	0,0005	0,0037	0,0001						
343	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,081	0,0005	0,0076	0,0001						
344	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,127	0,0005	0,0130	0,0003						
345	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,201	0,0020	0,0231	0,0012						
346	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,022		0,0021							
347	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,042		0,0040							
348	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,083		0,0084							
349	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,142		0,0158							
350	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,218		0,0282							
351	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,024		0,0023							
352	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,044		0,0045							
353	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,098		0,0109							
354	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,159		0,0218							
355	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,255		0,0374							
356	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,025		0,0027							
357	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,053		0,0061							
358	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,111		0,0140							
359	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,184		0,0267							
360	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,032		0,0039							
361	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,061		0,0076							
362	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,126		0,0191							
363	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,041		0,0054							
364	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	377	0,079		0,0112							

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
365	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,021		0,0018							
366	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,039		0,0033							
367	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,077		0,0068							
368	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,119		0,0108							
369	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,190		0,0187							
370	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,022		0,0019							
371	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,041		0,0035							
372	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,079		0,0070							
373	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,130		0,0119							
374	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	18,8	0,024		0,0020							
375	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	37,7	0,042		0,0037							
376	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	94,3	0,085		0,0079							
377	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	188,5	0,132		0,0124							
378	Ethylenglycol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	377	0,192		0,0221							
379	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	30	1	4,6	0,024		0,0030							
380	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	30	1	9,1	0,044		0,0059							
381	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	30	1	22,8	0,085		0,0119							
382	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	30	1	45,6	0,131	0,0007	0,0192	0,0005						
383	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	30	1	91,1	0,203	0,0014	0,0333	0,0047						
384	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	1	4,3	0,023	0,0000	0,0042	0,0003						
385	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	1	8,5	0,046	0,0000	0,0104	0,0003						
386	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	1	21,4	0,091	0,0007	0,0182	0,0006						
387	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	1	42,7	0,138	0,0000	0,0317	0,0020						
388	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	1	85,5	0,212	0,0006	0,0487	0,0008						
389	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	2	8,5	0,027	0,0007	0,0044	0,0006						
390	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	2	21,4	0,050	0,0000	0,0089	0,0001						
391	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	2	42,7	0,097	0,0000	0,0195	0,0001						
392	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	2	85,5	0,156	0,0006	0,0369	0,0005						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
393	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	2	171	0,232	0,0010	0,0614	0,0052						
394	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	5	21,4	0,028	0,0000	0,0051	0,0007						
395	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	5	42,7	0,053	0,0007	0,0085	0,0010						
396	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	5	106,9	0,115	0,0000	0,0264	0,0007						
397	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	5	213,7	0,179	0,0006	0,0468	0,0019						
398	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	5	427,5	0,280	0,0015	0,0845	0,0036						
399	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	10	42,7	0,032	0,0007	0,0049	0,0013						
400	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	10	85,5	0,065	0,0000	0,0150	0,0006						
401	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	10	213,7	0,133	0,0010	0,0328	0,0007						
402	Ethylenglycol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	50	10	427,5	0,217	0,0021	0,0595	0,0004						
403	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	50	1	4,3	0,024	0,0005	0,0054	0,0001						
404	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	50	1	8,5	0,045	0,0005	0,0109	0,0001						
405	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	50	1	21,4	0,087	0,0005	0,0223	0,0001						
406	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	50	1	42,7	0,133	0,0005	0,0349	0,0003						
407	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	50	1	85,5	0,205	0,0020	0,0572	0,0012						
408	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	70	1	4	0,025		0,0081							
409	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	70	1	8,1	0,048		0,0159							
410	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	70	1	20,1	0,091		0,0340							
411	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	70	1	40,3	0,136		0,0525							
412	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	70	1	80,5	0,209		0,0917							
413	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	80	1	3,9	0,024		0,0097							
414	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	80	1	7,8	0,047		0,0197							
415	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	80	1	19,6	0,091		0,0420							
416	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	80	1	39,1	0,139		0,0646							
417	Ethylenglycol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	80	1	78,2	0,211		0,1121							
418	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	10	1	10	0,049	0,0011					0,010	93,8	0,039	25,3
419	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	10	1	20	0,082	0,0014					0,026	79,6	0,057	23,0
420	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	10	1	30	0,109	0,0005					0,040	87,5	0,069	21,3

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
421	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	10	1	40	0,137	0,0028					0,056	90,5	0,081	19,8
422	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	10	1	50	0,159	0,0037					0,062	105,4	0,097	19,2
423	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	5			0,0094	0,0008						
424	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	10			0,0191	0,0029						
425	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	20			0,0326	0,0026						
426	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	30			0,0480	0,0039						
427	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	50			0,0756	0,0068						
428	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	75			0,0979	0,0138						
429	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	100			0,1249	0,0157						
430	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	150			0,1361	#DIV/0!						
431	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,021	0,0014	0,0056	0,0008						
432	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,038	0,0028	0,0114	0,0019						
433	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,076	0,0054	0,0260	0,0040						
434	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,119	0,0089	0,0458	0,0075						
435	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,186	0,0020	0,0799	0,0056						
436	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,021	0,0007	0,0050	0,0004						
437	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,037	0,0007	0,0095	0,0002						
438	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,074	0,0000	0,0222	0,0005						
439	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,127	0,0006	0,0474	0,0014						
440	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,197	0,0015	0,0829	0,0064						
441	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	15			0,0101	0,0001						
442	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	30			0,0205	0,0037						
443	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	50			0,0447	0,0210						
444	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	100			0,0672	0,0018						
445	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	150			0,1021	0,0115						
446	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	250			0,1636	0,0400						
447	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,021	0,0007	0,0054	0,0000						
448	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,037	0,0007	0,0108	0,0003						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
449	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,084	0,0021	0,0287	0,0001						
450	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,139	0,0021	0,0569	0,0006						
451	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,226	0,0028	0,1160	0,0072						
452	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,021		0,0058	0,0002						
453	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,045	0,0007	0,0141	0,0002						
454	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,093	0,0014	0,0372	0,0002						
455	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,159	0,0028	0,0760	0,0013						
456	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	942,5	0,289	0,0116	0,1642	0,0057						
457	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,025		0,0093	0,0011						
458	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,047		0,0167	0,0016						
459	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,105	0,0015	0,0465	0,0013						
460	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,212	0,0058	0,1046	0,0057						
461	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,029	0,0014	0,0104	0,0001						
462	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	377	0,057	0,0021	0,0198	0,0002						
463	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,092	0,0042	0,0615	0,0054						
464	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,021	0,0007	0,0052	0,0001						
465	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,040		0,0110	0,0001						
466	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,078	0,0007	0,0253	0,0001						
467	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,123	0,0006	0,0418	0,0005						
468	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,196	0,0050	0,0778	0,0033						
469	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	14,1	0,021		0,0055							
470	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	28,3	0,038	0,0007	0,0108	0,0001						
471	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	70,7	0,072		0,0264	0,0006						
472	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	141,4	0,120	0,0012	0,0440	0,0009						
473	Leitungswasser	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	3	282,8	0,186	0,0010	0,0822	0,0042						
474	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	1	5	0,026						0,018	50,8	0,008	27,2
475	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	1	10	0,047						0,019	78,2	0,028	29,6
476	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	1	20	0,083						0,038	88,7	0,044	26,3

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
477	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	1	30	0,111						0,055	98,5	0,056	25,8
478	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	1	50	0,148						0,074	130,5	0,074	24,8
479	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	1	75	0,197						0,103	145,0	0,094	24,6
480	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	1	100	0,229						0,142	146,1	0,087	23,7
481	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	1	150	0,275						0,174	181,9	0,100	25,3
482	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	3	15	0,025						0,008	75,1	0,017	31,6
483	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	3	30	0,050						0,018	76,3	0,032	27,7
484	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	3	50	0,081						0,026	90,2	0,056	26,4
485	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	3	100	0,152						0,054	100,2	0,098	22,7
486	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	3	150	0,202						0,069	126,2	0,133	20,9
487	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	3	250	0,291						0,110	141,3	0,181	19,5
488	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	3	350	0,351						0,140	162,0	0,212	19,3
489	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	6	25	0,023						0,005	192,2	0,018	30,4
490	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	6	50	0,048						0,017	61,1	0,031	28,5
491	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	6	100	0,105						0,021	85,5	0,084	24,3
492	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	6	150	0,155						0,044	75,1	0,111	22,0
493	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	6	250	0,244						0,053	110,4	0,190	19,2
494	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	6	400	0,342						0,098	112,4	0,245	17,9
495	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	6	500	0,385						0,108	129,7	0,277	18,1
496	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	11	50	0,026						0,008	80,2	0,018	29,8
497	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	11	100	0,063						0,018	54,7	0,044	26,2
498	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	11	200	0,144						0,025	61,6	0,119	22,2
499	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	11	300	0,223						0,035	78,7	0,189	19,7
500	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	11	500	0,334						0,073	78,3	0,260	17,7
501	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	21	200	0,081						0,010	60,1	0,072	23,4
502	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	21	300	0,135						0,009	77,7	0,126	21,4
503	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	21	500	0,294						0,086	18,7	0,208	19,8
504	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	31	150	0,037						0,013	38,0	0,024	25,0

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
505	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	31	300	0,090						0,009	87,6	0,082	21,7
506	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	31	500	0,180						0,045	25,2	0,135	19,1
507	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	40	1000	0,306						0,091	24,2	0,215	16,5
508	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	41	200	0,039						0,008	48,6	0,030	25,6
509	Leitungswasser	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	133	20	41	500	0,202									
510	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,024	0,0010	0,0079	0,0006						
511	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,049	0,0063	0,0171	0,0014						
512	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,090	0,0051	0,0345	0,0023						
513	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,138	0,0054	0,0586	0,0025						
514	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,210	0,0012	0,1071	0,0031						
515	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,027	0,0007	0,0091	0,0002						
516	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,049	0,0007	0,0181	0,0014						
517	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,092	0,0012	0,0369	0,0015						
518	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,152	0,0021	0,0717	0,0068						
519	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,229	0,0031	0,1129	0,0033						
520	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,031	0,0007	0,0118	0,0001						
521	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,051	0,0000	0,0195	0,0000						
522	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,107	0,0006	0,0469	0,0014						
523	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,172	0,0015	0,0810	0,0030						
524	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,272	0,0031	0,1495	0,0077						
525	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,033	0,0000	0,0130	0,0001						
526	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,060	0,0007	0,0252	0,0005						
527	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,119	0,0015	0,0562	0,0015						
528	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,195	0,0042	0,1013	0,0059						
529	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	942,5	0,327	0,0088	0,1769	0,0068						
530	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,043	0,0007	0,0180	0,0004						
531	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,069	0,0007	0,0284	0,0005						
532	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,137	0,0015	0,0680	0,0021						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla* Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
533	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,246	0,0040	0,1311	0,0045						
534	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,043	0,0000	0,0172	0,0010						
535	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	377	0,073	0,0007	0,0300	0,0001						
536	Leitungswasser	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,186	0,0067	0,0900	0,0029						
537	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,025	0,0000	0,0067	0,0001						
538	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,045	0,0007	0,0137	0,0001						
539	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,086	0,0007	0,0306	0,0006						
540	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,130	0,0000	0,0474	0,0019						
541	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,205	0,0051	0,0831	0,0036						
542	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	14,1	0,025		0,0077							
543	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	28,3	0,046	0,0007	0,0146	0,0011						
544	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	70,7	0,092	0,0014	0,0356	0,0003						
545	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	141,4	0,140	0,0014	0,0590	0,0022						
546	Leitungswasser	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	282,8	0,206	0,0028	0,0924	0,0058						
547	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,023	0,0005	0,0081	0,0005						
548	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,043	0,0013	0,0169	0,0006						
549	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,087	0,0018	0,0409	0,0010						
550	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,138	0,0025	0,0646	0,0027						
551	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,212	0,0065	0,1165	0,0083						
552	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,025	0,0007	0,0091	0,0006						
553	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,046	0,0014	0,0182	0,0008						
554	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,095	0,0006	0,0445	0,0007						
555	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,160	0,0010	0,0822	0,0033						
556	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,237	0,0031	0,1309	0,0055						
557	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,028	0,0007	0,0112	0,0001						
558	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,052	0,0000	0,0231	0,0003						
559	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,114	0,0012	0,0577	0,0021						
560	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,182	0,0006	0,0980	0,0062						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
561	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	5	471,3	0,276	0,0035	0,1586	0,0099						
562	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,031	0,0007	0,0134	0,0003						
563	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,064	0,0000	0,0308	0,0004						
564	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,128	0,0006	0,0643	0,0015						
565	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,205	0,0035	0,1141	0,0088						
566	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	10	942,5	0,331	0,0057	0,2007	0,0155						
567	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,039	0,0000	0,0194	0,0004						
568	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,068	0,0000	0,0314	0,0002						
569	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,139	0,0017	0,0682	0,0013						
570	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,243	0,0050	0,1316	0,0014						
571	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,040	0,0007	0,0183	0,0000						
572	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	40	377	0,072	0,0007	0,0315	0,0011						
573	Leitungswasser	Stickstoff	1	1	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,185	0,0071	0,0916	0,0033						
574	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,021	0,0000	0,0065	0,0002						
575	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,042	0,0000	0,0135	0,0001						
576	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,081	0,0012	0,0302	0,0003						
577	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,126	0,0017	0,0523	0,0020						
578	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,197	0,0025	0,0969	0,0054						
579	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	14,1	0,022	0,0000	0,0071	0,0001						
580	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	28,3	0,041	0,0007	0,0143	0,0002						
581	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	70,7	0,087	0,0006	0,0354	0,0003						
582	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	141,4	0,136	0,0021	0,0606	0,0033						
583	Leitungswasser	Helium	1	1	102	0	1,2	130	20	3	282,8	0,203	0,0007	0,0977	0,0011						
584	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	5			0,0112	0,0001						
585	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	10	0,050	0,0013	0,0230	0,0015			0,021	58,0	0,029	25,1
586	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	20	0,085	0,0032	0,0402	0,0008			0,029	78,5	0,056	23,0
587	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	25			0,0498	0,0006						
588	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	30	0,114	0,0023	0,0542	0,0013			0,038	93,5	0,076	21,7

Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Großblasen- gehalt [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	kLa` Standard- abweichung [1/s]	kLa* [1/s]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Gasgehalt [-]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Druck [bar]	Temperatur [°C]	Füllhöhe ohne Begassung [cm]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Säulen- durchmesser [mm]	Begaser Lochgröße [mm]	Begaser Lochzahl [-]	Gas	Flüssigkeit	Nr.
20,2	0,078	85,6	0,062			0,0081	0,0838	0,0015	0,166	50	1	20	100	0,905	0,1	115	1	7	Stickstoff	Leitungswasser	589
20,1	0,103	104,1	0,063						0,166	50	1	20	100	0,905	0,1	115	1	7	Stickstoff	Leitungswasser	590
23,4	0,042	141,9	0,001						0,043	5	1	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	591
21,6	0,092	110,4	0,003						0,095	10	1	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	592
20,4	0,149	332,3	0,005						0,154	20	1	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	593
20,5	0,155	117,0	0,031						0,186	30	1	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	594
24,1	0,024	71,7	0,005						0,029	10	3	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	595
22,3	0,061	86,4	0,002						0,063	20	3	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	596
18,6	0,124	200,2	0,004						0,128	40	3	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	597
24,1	0,037	53,9	0,001						0,038	25	6	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	598
21,4	0,079	74,5	0,003						0,082	50	6	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	599
18,3	0,179	43,1	0,012						0,191	100	6	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	600
									0,041	50	11	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	601
									0,112	100	11	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	602
18,1	0,177	46,5	0,020						0,197	200	11	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	603
									0,053	100	21	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	604
									0,108	200	21	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	605
18,0	0,173	43,4	0,029						0,201	400	21	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	606
									0,051	150	31	20	185	1,2	0	102	Sinterscheibe			Leitungswasser	607

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
608	Leitungswasser	Stickstoff	Sinterscheibe		102	0	1,2	185	20	31	300	0,108						0,012	22,1	0,096	20,1
609	Leitungswasser	Stickstoff	Sinterscheibe		102	0	1,2	185	20	31	500	0,162						0,005	131,0	0,157	19,4
610	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	185	20	41	100	0,026									
611	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	185	20	41	200	0,051									
612	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	185	20	41	400	0,116						0,043	25,4	0,073	16,1
613	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	185	20	41	500	0,132						0,004	126,8	0,128	18,0
614	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	185	20	51	250	0,049						0,042	23,8	0,007	18,2
615	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	1	5	0,044						0,006	82,3	0,038	23,2
616	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	1	10	0,097						0,003	70,2	0,094	22,1
617	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	1	20	0,158						0,038	49,9	0,121	22,2
618	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	1	30	0,175						0,060	72,2	0,115	22,3
619	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	1	50	0,175						0,074	130,4	0,101	23,2
620	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	1	75	0,205						0,109	136,6	0,096	23,4
621	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	1	100	0,227						0,134	154,5	0,094	23,1
622	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	3	20	0,066						0,025	25,7	0,042	21,1
623	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	3	40	0,138						0,012	44,7	0,126	20,2
624	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	3	60	0,201						0,070	29,3	0,131	19,3
625	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	3	100	0,202						0,073	70,9	0,129	21,2
626	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	3	200	0,223						0,127	102,1	0,096	23,5
627	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	3	300	0,265						0,161	126,2	0,104	24,4

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
628	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	6	25	0,039						0,004	36,9	0,035	22,9
629	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	6	50	0,080						0,004	64,3	0,076	22,0
630	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	6	100	0,174						0,085	25,2	0,089	18,8
631	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	6	150	0,220						0,062	42,9	0,158	19,5
632	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	6	250	0,228						0,082	80,2	0,146	21,0
633	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	6	375	0,246						0,118	96,7	0,129	22,5
634	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	6	500	0,292						0,107	143,5	0,185	19,5
635	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	11	50	0,041						0,009	48,3	0,032	22,9
636	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	11	100	0,110									
637	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	11	200	0,231						0,053	21,0	0,178	17,1
638	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	11	300	0,253						0,036	64,3	0,218	18,2
639	Leitungswasser	Stickstoff	Sintersch eibe		102	0	1,2	150	20	11	500	0,272						0,059	110,9	0,213	18,8
640	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	1			0,0066	0,0001						
641	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	2			0,0088	0,0001						
642	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	3			0,0106	0,0001						
643	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	5	0,038	0,0008	0,0183	0,0010						
644	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	10	0,062	0,0008	0,0274	0,0048			0,027	36,5	0,035	22,2
645	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	15	0,078	0,0012					0,036	48,3	0,042	21,0
646	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	20	0,096	0,0024					0,041	57,3	0,055	21,5
647	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	25	0,109	0,0035	0,0520	0,0049			0,044	72,2	0,065	20,0
648	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	30	0,117	0,0066					0,049	78,8	0,068	21,2
649	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	35	0,133	0,0042					0,052	88,6	0,081	19,6
650	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	40	0,140	0,0122					0,059	94,4	0,081	19,4

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
651	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	45	0,162	0,0032					0,069	88,7	0,093	19,1
652	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	50	0,160	0,0153	0,0944	0,0109			0,073	99,4	0,087	18,5
653	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	60	0,186	0,0037					0,087	100,3	0,099	18,5
654	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	80	0,231	0,0044					0,100	116,9	0,131	18,5
655	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	1	100	0,252	0,0054					0,123	126,3	0,129	17,8
656	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	10	0,025	0,0006								
657	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	20	0,047	0,0005					0,020	29,5	0,027	21,4
658	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	30	0,067	0,0008					0,029	34,1	0,037	20,4
659	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	40	0,084	0,0027					0,025	47,2	0,060	21,1
660	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	50	0,103	0,0024					0,030	50,6	0,073	20,4
661	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	60	0,119	0,0019					0,026	63,4	0,093	20,5
662	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	80	0,158	0,0029					0,047	54,7	0,111	19,2
663	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	100	0,196	0,0014					0,061	56,8	0,136	18,0
664	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	120	0,239	0,0027					0,075	55,5	0,164	17,8
665	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	140	0,277	0,0026					0,079	60,1	0,198	17,4
666	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	160	0,318	0,0055					0,092	61,8	0,227	17,4
667	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	180	0,351	0,0033					0,127	54,3	0,223	16,6
668	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	3	200	0,386	0,0026					0,139	54,2	0,247	17,3
669	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	2	25			0,0373	0,0059						
670	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	2	50			0,0717	0,0116						
671	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	2,5	12,5			0,0143	0,0009						
672	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	2,5	25			0,0315	0,0005						
673	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	2,5	50			0,0619	0,0007						
674	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	4	25			0,0207	0,0003						
675	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	4	50			0,0470	0,0010						
676	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	5	20	0,030	0,0009								
677	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	5	25			0,0184	0,0004						
678	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	5	40	0,058	0,0011								

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
679	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	5	50			0,0387	0,0002						
680	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	5	60	0,085	0,0022					0,034	32,9	0,051	20,7
681	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	5	80	0,117	0,0027					0,029	39,0	0,087	19,9
682	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	5	100	0,152	0,0027	0,0862	0,0019			0,030	38,8	0,121	19,4
683	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	5	120	0,195	0,0028					0,062	29,3	0,133	18,2
684	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	5	150			0,1344	0,0054						
685	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	7	70	0,073	0,0011								
686	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	7	105	0,121	0,0019					0,037	30,8	0,084	18,8
687	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	7	140	0,172	0,0051					0,054	25,4	0,119	17,8
688	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	7	175	0,238	0,0056					0,067	26,0	0,171	16,2
689	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	7	210	0,298	0,0062					0,124	20,9	0,174	15,1
690	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	7	250	0,357	0,0079					0,153	21,6	0,204	14,3
691	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	7	25			0,0146	0,0008						
692	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	7	50			0,0294	0,0002						
693	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	10	50	0,039	0,0009								
694	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	10	100	0,085	0,0009								
695	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	10	150	0,163	0,0063								
696	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	10	200	0,243	0,0022								
697	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	10	250	0,315	0,0097								
698	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	25	10	300	0,366	0,0059								
699	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	30	1	5			0,0152	0,0006						
700	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	30	1	10	0,053	0,0011	0,0308	0,0004			0,030	43,3	0,023	22,1
701	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	30	1	20	0,087	0,0023	0,0485	0,0019			0,036	68,8	0,051	22,6
702	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	30	1	30	0,114	0,0026	0,0595	0,0014			0,047	83,2	0,067	21,7
703	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	30	1	40	0,139	0,0030					0,061	90,3	0,079	21,0
704	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	30	1	50	0,166	0,0033	0,0885	0,0030			0,062	112,1	0,104	20,8
705	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	40	1	10	0,054	0,0009					0,018	55,3	0,036	23,7
706	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	40	1	20	0,089	0,0028					0,035	69,5	0,054	22,7

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
707	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	40	1	30	0,119	0,0056					0,053	78,0	0,066	22,0
708	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	40	1	40	0,141	0,0011					0,063	91,5	0,078	21,4
709	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	40	1	50	0,169	0,0022					0,080	92,1	0,088	20,7
710	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	50	1	3	0,029	0,0005								
711	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	50	1	5	0,040	0,0011	0,0188							
712	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	50	1	10	0,057	0,0043	0,0335	0,0030			0,027	46,3	0,031	23,1
713	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	50	1	15	0,079	0,0019					0,043	48,6	0,035	21,4
714	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	50	1	20	0,093	0,0041	0,0492	0,0059			0,048	59,6	0,045	21,7
715	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	50	1	30	0,122	0,0041	0,0670	0,0057			0,060	74,0	0,062	21,4
716	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	50	1	40	0,148	0,0065					0,080	77,7	0,067	21,5
717	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	50	1	50	0,168	0,0057	0,1007	0,0075			0,090	87,7	0,078	20,8
718	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	70	1	5			0,0214	0,0038						
719	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	70	1	10	0,057	0,0004	0,0388	0,0032			0,043	40,9	0,015	18,5
720	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	70	1	20	0,092	0,0020	0,0675	0,0051			0,063	54,1	0,029	22,1
721	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	70	1	30	0,124	0,0063	0,0914	0,0088			0,082	62,6	0,041	21,9
722	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	70	1	40	0,148	0,0071					0,105	68,3	0,043	21,2
723	Leitungswasser	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	70	1	50	0,169	0,0082	0,1212	0,0099			0,122	75,0	0,047	21,8
724	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,035	0,0005	0,0229	0,0004			0,008	73,0	0,027	24,1
725	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,075	0,0005	0,0417	0,0052			0,014	58,5	0,061	21,7
726	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,130	0,0008	0,0776	0,0029			0,037	98,1	0,093	19,2
727	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,186	0,0008	0,1239	0,0106			0,075	116,7	0,111	17,9
728	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,276	0,0013	0,2022	0,0210			0,135	134,9	0,141	16,9
729	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,036	0,0014	0,0221	0,0024			0,005	92,7	0,032	23,9
730	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,080	0,0000	0,0421	0,0004			0,013	61,9	0,067	21,1
731	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,149	0,0006	0,0874	0,0018			0,035	95,0	0,114	18,4
732	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,227	0,0014	0,1483	0,0152			0,082	101,6	0,145	16,7
733	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,329	0,0016	0,2153	0,0327			0,139	133,1	0,190	15,8
734	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,038	0,0000	0,0261	0,0009			0,010	58,6	0,029	22,7

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
735	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,085	0,0006	0,0481	0,0007			0,009	73,9	0,076	20,4
736	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,198	0,0010	0,1087	0,0022			0,037	71,7	0,162	17,0
737	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,293	0,0030	0,1733	0,0112			0,079	92,8	0,213	15,9
738	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,038	0,0000	0,0241	0,0008			0,002	151,6	0,036	23,2
739	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,101	0,0006	0,0525	0,0024			0,010	41,5	0,091	19,0
740	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,242	0,0005	0,1199	0,0065			0,031	65,0	0,211	16,2
741	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,351	0,0053	0,1788	0,0024			0,086	79,0	0,264	15,0
742	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,046	0,0010	0,0277	0,0010			0,013	58,0	0,033	20,2
743	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,106	0,0010	0,0496	0,0026			0,009	41,6	0,097	18,2
744	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,280	0,0050	0,1174	0,0074			0,037	44,4	0,242	15,3
745	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	20	942,5	0,424						0,142	47,6	0,282	14,0
746	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,049	0,0010	0,0235	0,0020			0,010	53,5	0,039	19,5
747	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	377	0,111	0,0000	0,0479	0,0020			0,007	48,7	0,103	17,4
748	Toluol	Stickstoff	19	1	102	0	1,2	130	20	40	942,5	0,321	0,0051	0,1258	0,0142			0,093	23,9	0,228	14,2
749	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,029						0,003	210,3	0,026	26,5
750	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,058						0,017	71,7	0,041	22,8
751	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,102						0,044	93,3	0,058	21,5
752	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,145						0,075	123,3	0,071	21,5
753	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,217						0,141	141,1	0,076	20,8
754	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	14,1	0,032						0,004	83,3	0,028	25,5
755	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	28,2	0,064						0,018	61,5	0,045	22,8
756	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	70,8	0,108						0,043	92,4	0,065	21,1
757	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	141,3	0,163						0,080	113,3	0,082	20,2
758	Toluol	Helium	19	1	102	0	1,2	130	20	3	282,6	0,233						0,145	136,4	0,088	20,2
759	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,031	0,0005	0,0198	0,0005						
760	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,060	0,0005	0,0385	0,0011						
761	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,118	0,0005	0,0808	0,0027						
762	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,179	0,0008	0,1385	0,0064						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla' Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
763	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,281	0,0037	0,2261	0,0171						
764	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,033	0,0006	0,0204	0,0008						
765	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,065	0,0006	0,0413	0,0008						
766	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,135	0,0006	0,0938	0,0010						
767	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,228	0,0030	0,1743	0,0051						
768	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,355	0,0034	0,2489	0,0195						
769	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	23,6	0,035	0,0000	0,0223	0,0009						
770	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	47,1	0,074	0,0000	0,0451	0,0008						
771	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	117,8	0,190	0,0006	0,1140	0,0037						
772	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	235,6	0,312	0,0023	0,1662	0,0034						
773	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	5	471,3										
774	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	47,1	0,038	0,0006	0,0242	0,0014						
775	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	94,3	0,101	0,0000	0,0580	0,0025						
776	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	235,6	0,248	0,0025	0,1225	0,0049						
777	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	10	471,3	0,386	0,0035	0,1868	0,0056						
778	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	94,3	0,048	0,0000	0,0295	0,0015						
779	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	188,5	0,109	0,0014	0,0593	0,0030						
780	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	471,3	0,292	0,0031	0,1345	0,0072						
781	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	20	942,5										
782	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	188,5	0,053	0,0007	0,0290	0,0004						
783	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	377	0,117	0,0000	0,0527	0,0014						
784	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	942,5										
785	Toluol	Stickstoff	1	4,3	102	0	1,2	130	20	40	1885										
786	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	4,7	0,028	0,0000	0,0163	0,0002						
787	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	9,4	0,052	0,0006	0,0319	0,0013						
788	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	23,6	0,094	0,0006	0,0654	0,0017						
789	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	47,1	0,137	0,0021	0,1028	0,0023						
790	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	1	94,2	0,211	0,0019	0,1760	0,0220						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	kLa* [1/s]	kLa` Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
791	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	9,4	0,029	0,0000	0,0160	0,0003						
792	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	18,9	0,053	0,0000	0,0314	0,0004						
793	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	47,1	0,096	0,0010	0,0670	0,0015						
794	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	94,3	0,151	0,0011	0,1141	0,0075						
795	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	2	188,5	0,218	0,0023	0,1742	0,0242						
796	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	18,8	0,030	0,0006	0,0168	0,0005						
797	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	37,7	0,053	0,0006	0,0314	0,0003						
798	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	94,2	0,106	0,0006	0,0732	0,0016						
799	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	188,5	0,159	0,0010	0,1236	0,0010						
800	Toluol	Helium	1	4,3	102	0	1,2	130	20	4	377	0,235	0,0042	0,2065	0,0194						
801	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	6,2	0,048	0,0011					0,024	26,3	0,025	18,5
802	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	12,5	0,077	0,0007					0,022	49,6	0,055	19,1
803	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	18,7	0,104	0,0021					0,030	61,0	0,074	18,7
804	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	31,2	0,146	0,0009					0,050	73,9	0,096	17,4
805	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	43,6	0,184	0,0024					0,058	91,8	0,126	17,4
806	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	62,3	0,231	0,0082					0,074	109,9	0,157	17,2
807	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	5	0,046		0,0301	0,0004						
808	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	10	0,074		0,0447	0,0005						
809	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	20	0,118		0,0753	0,0027						
810	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	30	0,155		0,1133	0,0036						
811	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	50	0,220		0,1426	0,0063						
812	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	75	0,287		0,2419	0,0232						
813	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	1	100	0,344		0,2964	0,0314						
814	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	10	0,044		0,0274	0,0015						
815	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	20	0,084		0,0515	0,0045						
816	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	40	0,144		0,0892	0,0050						
817	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	60	0,189		0,1322	0,0113						
818	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	100	0,291		0,2238	0,0148						

Nr.	Flüssigkeit	Gas	Begaser Lochzahl [-]	Begaser Lochgröße [mm]	Säulen- durchmesser [mm]	Differenzdruck Sensor 1 [m]	Differenzdruck Sensor 2 [m]	Füllhöhe ohne Begasung [cm]	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Volumenstrom Gas [l/min i.N.]	Gasgehalt [-]	Gasgehalt Standard- abweichung [-]	Kla* [1/s]	Kla* Standard- abweichung [1/s]	Gasgehalt 65 - 120 cm [-]	Gasgehalt 0 - 65 cm [-]	Großblasen- gehalt [-]	Großblasen- geschwindigkeit [cm/s]	Kleinblasen- gehalt [-]	Kleinblasen- geschwindigkeit [cm/s]
819	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	150	0,407		0,2894	0,0382						
820	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	200	0,494		0,3157	0,0404						
821	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	12,5	0,050	0,0009								
822	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	24,9	0,088	0,0010					0,021	43,4	0,067	18,4
823	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	37,4	0,123	0,0008					0,026	55,9	0,097	18,3
824	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	62,3	0,187	0,0039					0,051	61,0	0,136	17,4
825	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	87,3	0,251	0,0030					0,073	63,1	0,179	17,1
826	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	2	124,6	0,334	0,0014					0,091	73,5	0,243	16,7
827	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	25	0,048		0,0297	0,0016						
828	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	50	0,091		0,0559	0,0026						
829	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	100	0,193		0,1019	0,0029						
830	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	150	0,284		0,1449	0,0145						
831	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	250	0,415		0,2477	0,0419						
832	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	31,2	0,051	0,0000								
833	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	62,3	0,104	0,0011					0,014	39,2	0,090	17,7
834	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	93,5	0,171	0,0035					0,047	26,1	0,125	16,0
835	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	5	155,8	0,285	0,0015					0,069	30,9	0,215	15,2
836	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	7	25	0,027									
837	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	7	50	0,062									
838	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	7	100	0,138									
839	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	7	150	0,222									
840	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	7	250	0,345									
841	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	50	0,040		0,0311	0,0025						
842	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	100	0,086		0,0672	0,0008						
843	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	200	0,210		0,1365	0,0110						
844	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	250	0,281									
845	Toluol	Stickstoff	7	1	115	0,1	0,905	100	20	10	300	0,000		0,1815	0,0097						

Lebenslauf

Dipl.-Chem. Uwe Jordan

Wohnort: Worpswede, Niedersachsen, Deutschland

Geburtsdatum, -ort: 10.08.1971 Potsdam

Beruflicher Werdegang

seit Mai 2015	Friedrich-Vorwerk KG, Tostedt Projektingenieur
2008 – 2015	MT-Biomethan GmbH, Zeven Verfahrenstechnische Entwicklung
2002 – 2008	Dr. Wolfgang Koczott chem.-techn. Betriebs-GmbH, Ritterhude Produktionsleitung

Studium

1997 – 2002	Institut für technische Chemie der TU Braunschweig Doktorand
1991 – 1997	TU Braunschweig, Abschluss: Diplom-Chemiker

Schule / Zivildienst

1990 – 1991	Zivildienst
1978 – 1990	Schule Abschluss: Abitur